



TUGAS AKHIR - TM 145442

**ANALISIS PERBANDINGAN PEFORMA
TURBIN UAP PENGGERAK KOMPRESOR
GAS SYNTESIS SEBELUM DAN SESUDAH
OVERHAUL DI PABRIK 1 PRODUKSI
AMONIAK PT PETROKIMIA GRESIK**

**FAHRI ADIB AZIZI
NRP. 2114 030 107**

**Dosen Pembimbing :
Dedy Zulhidayat Noor, ST., MT., PhD.
NIP. 19751206 200501 1 002**

**PROGRAM STUDI DIPLOMA III TEKNIK MESIN INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017**



FINAL PROJECT - TM 145442

**COMPARATIVE ANALYSIS OF STEAM
TURBINE TO DRIVE SYNTHESIS GAS
COMPRESSORS PERFORMANCE BEFORE
AND AFTER OVERHAUL IN FACTORY 1
PRODUCTION AMMONIA PT PETROKIMIA
GRESIK**

**FAHRI ADIB AZIZI
NRP. 2114 030 107**

**Consellor Lecture :
Dedy Zulhidayat Noor, ST., MT., PhD.
NIP. 19751206 200501 1 002**

**DIPLOMA 3 PROGRAM INDUSTRIAL MECHANICAL
ENGINEERING
Faculty of Vocation
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2017**

**ANALISIS PERBANDINGAN PEFORMA TURBIN UAP
PENGGERAK KOMPRESOR GAS SYNTESIS SEBELUM
DAN SESUDAH OVERHAUL DI PABRIK 1 PRODUKSI
AMONIAK PT. PETROKIMIA GRESIK**

TUGAS AKHIR

**Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Ahli Madya
Pada
Bidang Studi Konversi Energi
Program Studi Diploma 3 Teknik Mesin
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya**

Oleh :

**Fahri Adib Azizi
NRP. 2114030107**

**Disetujui Oleh,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir**



**Dedy Zulhidayat Noor, ST., MT., PhD.
NIP 19751206 200501 1 002**

SURABAYA, JULI 2017

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

ANALISIS PERBANDINGAN PEFORMA TURBIN UAP PENGGERAK KOMPRESOR GAS SYNTESIS SEBELUM DAN SESUDAH OVERHAUL DI PABRIK 1 PRODUKSI AMONIAK PT PETROKIMIA GRESIK

Nama Mahasiswa : FAHRI ADIB AZIZI
NRP : 2114 030 107
Jurusan : D3 Teknik Mesin Industri FV – ITS
Dosen Pembimbing : Dedy Zulhidayat Noor, ST, MT, PhD

Abstrak

Pada unit produksi amoniak terdapat banyak komponen yang apabila dijalankan terus menerus akan mempengaruhi efisiensi daripada komponen. Hal tersebut akan berdampak pada perbandingan biaya produksi dan jumlah produksi yang dihasilkan. Dengan mengetahui efisiensi sebelum dan sesudah overhaul akan berguna dalam memilih efisiensi paling baik

Dari hasil proses perhitungan properties pada masing-masing titik disiklus turbin uap 103JT penggerak kompresor gas synthesis di pabrik 1 produksi amoniak PT. Petrokimia Gresik. Selanjutnya akan dihitung performa turbin uap untuk membandingkan performa turbin sebelum dan sesudah overhaul. Performa turbin yang akan dihitung antara lain adalah daya kompresor, daya turbin, efisiensi kompresor, dan efisiensi turbin.

Setelah dilakukan perhitungan, dapat disimpulkan bahwa operasi paling baik terdapat pada beban setelah overhaul. Dengan daya turbin sebesar 11,843 MW dan efisiensi sebesar 76,11%. Nilai ini akan berdampak pada biaya produksi yang hemat dibandingkan dengan sebelum overhaul

Kata Kunci : Efisiensi, Overhaul, Peforma, Turbin uap.

Halaman ini sengaja dikosongkan

**COMPARATIVE ANALYSIS OF STEAM TURBINE FOR
DRIVE THE SYNTHESIS COMPRESSORS
PERFORMANCE BEFORE AND AFTER OVERHAUL IN
FACTORY 1 PRODUCTION AMMONIA PT
PETROKIMIA GRESIK**

Student Name : FAHRI ADIB AZIZI
NRP : 2114 030 107
Major : D3 Teknik Mesin Industri FV – ITS
Conselor Lecture : Dedy Zulhidayat Noor, ST, MT, PhD

Abstract

The ammonia unit production have a lot of component if it keep work continuously will make effect for the efficiency. The effect will make comparison between production costs and production quantities. Be knowing the efficiency at state before and after overhaul, this will useful as selecting with the best efficiency.

From the result of the properties at each point in cycled steam turbine 103JT for drivethe synthesis compressor at factory 1 production ammonia PT Petrokimia Gresik. Next is calculating the performance then comparing the performance between before and after overhaul state. The performance of turbine will be consist of work of compressor, work of turbine, efficiency of compressor, and efficiency of turbine.

After calculation process, we can conclude that the best operation is on after overhaul state. With power rate of turbin value is 11.843 MW and the efficiency value is 76.11%. This value will have impact on the production costs which the most-effective compared with before overhaul state.

Keywords: *Efficiency, Overhaul, Performance of Steam Turbines, Steam Turbines.*

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat, hidayah, dan petunjuk-Nya, sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan. Penulis sangat menyadari bahwa keberhasilan dalam penulisan tugas akhir ini tidak terlepas dari dukungan dan bantuan berbagai pihak. Melalui kesempatan ini, penulis ingin menyampaikan terimakasih kepada pihak-pihak yang telah banyak membantu dalam proses penyelesaian tugas akhir ini antara lain:

1. Orang tua penulis, Ibu Ir. Alfiana Nirmala, Bapak Alm. Ir. Hari Widiyanto, keluarga penulis yang selalu berdoa, dan memberikan dukungan moral dan materi serta nasehat agar selalu bersemangat dan pantang menyerah. Terimakasih atas motivasi dan kasih sayang yang selalu diberikan demi kesuksesan penulis.
2. Bapak Dedy Zulhidayat Noor, ST., MT., PhD. selaku dosen pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan ilmu – ilmu yang bermanfaat, saran, serta membimbing penulis. Terimakasih atas waktu dan kesabarannya dalam membimbing penulis dalam penyelesaian tugas akhir.
3. Bapak, Drs. Heru Mirmanto M.T selaku Kepala Departemen Teknik Mesin Industri.
4. Bapak Ir. Suhariyanto, M.Sc. selaku koordinator tugas akhir program studi D3 Teknik Mesin Industri.
5. Tim dosen penguji yang telah bersedia meluangkan waktu, tenaga dan pikiran dalam rangka perbaikan tugas akhir ini.
6. Bapak Franky Sabda K., ST. selaku pembimbing di pabrik 1 produksi amoniak PT. Petrokimia Gresik yang meluangkan waktu untuk membimbing penulis.
7. Sahabat saya, Ali Fakhri Ar Raisi , M. Hendri Saputra, dan Muhammad Nafi' Annur yang sudah membantu dalam mengerjakan tugas akhir ini.

8. Teman – teman D3 Teknik Mesin angkatan 2014, yang telah menemani selama 3 tahun terimakasih atas semuanya.
9. Seluruh Civitas Akademik D3 Teknik Mesin FTI-ITS.
10. Serta seluruh pihak yang belum disebutkan di atas dimana telah memberikan do'a bantuan dan dukungan bagi penulis hingga tugas akhir ini selesai tepat waktu dengan baik.

Penulis menyadari masih banyak kekurangan dalam penyusunan tugas akhir ini. Oleh karena itu, penulis mengharapkan saran dan masukan dari semua pihak. Semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi perkembangan pengetahuan.

Surabaya, Juli 2017

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	iii
ABSTRAK	v
KATA PENGANTAR	ix
DAFTAR ISI	xi
DAFTAR GAMBAR	xv
DAFTAR TABEL.....	xvii
 BAB I PENDAHULUAN	 1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Permasalahan	2
1.3. Batasan Masalah	2
1.4. Tujuan Penelitian	2
1.5. Metode Penulisan	3
1.6. Sistematika Penulisan	4
1.7. Manfaat	4
 BAB II TINJAUAN PUSATAKA	 7
2.1. Proses Produksi Amoniak	7
2.1.1 Bahan Baku.....	7
2.1.2 Unit-unit Produksi Amoniak.....	7
2.1.3 Deskripsi Proses Produksi Amoniak.....	8
2.2. Turbin Uap dan Komponennya	20
2.2.1 Pengertian Turbin	20
2.2.1 Klasifikasi Turbin	21
2.3. Pengertian Condensing Turbine	23
2.4. Pengertian Kompresor	25
2.4.1 Klasifikasi Kompresor	25
2.5. Pengertian Kompresor Sentrifugal.....	31
2.5.1 Karakteristik Kompresor Sentrifugal	32
2.5.2 Komponen Utama Kompresor Sentrifugal ...	32
2.5.3 Proses Kompresi	37
2.5.4 Perubahan Temperatur	42
2.6. Siklus Rankine Ideal	45
2.7. Effisiensi	48

2.8. Pengertian Overhaul.....	49
BAB III METODOLOGI	51
3.1. Diagram Alir Penelitian	51
3.2. Penjelasan Diagram Alir Pengerjaan Tugas	
Akhir	53
3.2.1 Observasi Lapangan.....	53
3.2.2 Studi Literature	53
3.2.3 Perumusan Masalah	54
3.2.4 Pengumpulan Data	54
3.2.5 Konversi dan Perhitungan Properties.....	54
3.2.6 Perhitungan Peforma Turbin Uap	54
3.2.7 Pengeplotan pada Grafik dan Analisa.....	55
3.2.8 Penyusunan Buku Laporan	55
BAB IV ANALISIS DAN PERHITUNGAN	57
4.1. Data Hasil Pengamatan	57
4.2. Perhitungan Peforma Turbin Uap 103JT	
Penggerak kompresor Gas Synthesis Produksi	
Amoniak PT Petrokimia Gresik sebelum dan	
sesudah overhaul.....	57
4.2.1 Perhitungan Properties Pada Tiap Titik	57
4.2.2 Perhitungan Peforma Turbin Uap	80
4.2.3 Perhitungan Properties dan Peforma Turbin	
Uap Pengerak Kompresor Synthesis Gas	
Sebelum dan sesudah Overhaul dalam	
Bentuk Tabel.....	85
4.3. Hasil Perhitungan Peforma Turbin Uap 103JT	
Penggerak Kompresor Synthesis Gas Produksi	
Amoniak PT. Petrokimia Gresik sebelum dan	
sesudah Overhaul	85
4.3.1 Perbandingan Daya Kompresor dan Daya	
Turbin sebelum dan sesudah Overhaul	86
4.3.2 Perbandingan Effisiensi sebelum dan	
Sesudah Overhaul	87

BAB V PENUTUP	89
5.1. Kesimpulan	89
5.2. Saran	90
DAFTAR PUSTAKA	91
LAMPIRAN	
BIODATA PENULIS	

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Block Diagram Proses Produksi Amoniak	8
Gambar 2.2	Diagram Alir <i>Primary</i> dan <i>Seconder Reformer</i>	11
Gambar 2.3	Diagram Alir <i>CO shift Converter</i>	13
Gambar 2.4	Diagram Alir <i>CO₂ Remove</i>	15
Gambar 2.5	Diagram Alir <i>Methanator</i>	16
Gambar 2.6	Diagram Alir <i>NH₃ Converter</i> dan <i>Refrigeration</i>	19
Gambar 2.7	Diagram Alir <i>Purge Gas Recovery</i>	20
Gambar 2.8	Turbin Uap Condensing.....	23
Gambar 2.9	Contoh skema system instalasi turbin uap Terbuka (a) dan kombinasi terbuka dan Tertutup (b).....	24
Gambar 2.10	Contoh skema instalasi turbin uap tertutup dengan economizer, reheater dan superheater .	25
Gambar 2.11	Klasifikasi Kompresor	26
Gambar 2.12	Kompresor Sudu luncur	27
Gambar 2.13	Kompresor jenis Root.....	28
Gambar 2.14	Kompresor skrup atau Ulir	28
Gambar 2.15	Kompresor Torak kerja tunggal.....	29
Gambar 2.16	Kompresor Torak kerja ganda	29
Gambar 2.17	Kompresor Sentrifugal satu tingkat.....	30
Gambar 2.18	Kompresor Sentrifugal banyak tingkat.....	30
Gambar 2.19	Kompresor Sentrifugal tipe vertikal split	31
Gambar 2.20	Casing	32
Gambar 2.21	Inlet Wall	33
Gambar 2.22	Guide Vanes	33
Gambar 2.23	Eye Seal	34
Gambar 2.24	Diffuser.....	34
Gambar 2.25	Return Bend.....	35
Gambar 2.26	Return Channel.....	35
Gambar 2.27	Diaphragma	36
Gambar 2.28	Shaft and Shaft Sleeve.....	36
Gambar 2.29	Impeller.....	37
Gambar 2.30	Grafik proses kompresi isothermal	39

Gambar 2.31	Grafik Proses kompresi adiabatic	40
Gambar 2.32	(a) dan (b) volume gas konstan yang mengalami kenaikan tekanan akibat dipanasi.	41
Gambar 2.33	Perbandingan tekanan dan temperatur dalam kompresi adiabatik.....	43
Gambar 2.34	Persentase dari uncooled horsepower dengan intercoolers	44
Gambar 2.35	Siklus Rankine Ideal	45
Gambar 4.1	Blok Diagram Aktual	58
Gambar 4.2	Grafik Perbandingan Daya Kompresor dan Daya Turbin	86
Gambar 4.3	Grafik Perbandingan Efisiensi Sebelum dan Sesudah Overhaul	87

DAFTAR TABEL

Tabel 4.1	Data Operasi sebelum overhaul 18 Desember 2012	59
Tabel 4.2	Data Operasi sesudah overhaul 16 Januari 2013 .	60
Tabel 4.3	Data Operasi sebelum overhaul 18 Desember 2012 (Konversi)	61
Tabel 4.4	Data Operasi sesudah overhaul 16 Januari 2013 (Konversi)	63

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pada dewasa ini, amoniak merupakan salah satu bahan kimia dalam industri yang banyak memiliki kegunaan, diantaranya digunakan sebagai bahan dari produksi pupuk, plastik fiber, bahan peledak, proses refrigerasi, proses purifikasi dan banyak lainnya. Pada dasarnya senyawa amoniak ini memiliki sifat mudah terbakar, mudah bereaksi dengan senyawa lain, gas yang cukup beracun, dapat menyebabkan iritasi pada kulit dan mata. Tidak hanya itu senyawa amoniak ini memiliki sifat kelarutan dalam air cukup tinggi, memiliki titik leleh yang cukup rendah karena wujud amoniak ini adalah gas. Amoniak menjadi kebutuhan yang sangat penting bagi manusia dan kebutuhan tersebut semakin bertambah dari waktu ke waktu. Usaha pertanian modern termasuk dalam usaha kehutanan semakin tergantung pada pemakaian pupuk. Hal ini sejalan dengan usaha peningkatan produksi pertanian melalui penggunaan varietas unggul yang membutuhkan pupuk lebih banyak. Produksi pertanian yang tinggi dapat diperoleh tanpa penggunaan pupuk yang merupakan ciri dari system pertanian intensif. Dalam usaha pertanian yang intensif tersebut kesuburan tanah terus mengalami kemerosotan akibat diambil oleh tanaman dan hilangnya pupuk karena pencucian dan penguapan.

Pabrik Petrokimia Gresik membuat Amoniak berdasarkan kegunaannya untuk produksi pupuk urea dengan skala besar. Pada Pabrik produksi Amoniak terdapat berbagai macam komponen utama yaitu kompresor, turbin, dan superheater. Jika komponen-komponen tersebut digunakan secara terus menerus, maka akan mempengaruhi keandalan (performa) dan umur pakainya (lifetime). Hal ini akan berpengaruh langsung terhadap efisiensi produksi produk. Jika efisiensi komponen rendah maka perbandingan biaya operasional tidak sebanding dengan jumlah produksinya.

Pada saat produk tidak mencapai target dikarenakan adanya pengurangan pada komponen pabrik maka akan dilakukan

overhaul atau perbaikan total demi mendapat produk sesuai dengan kebutuhan. Dari latar belakang tersebut maka penulis selanjutnya akan melakukan analisis termodinamika untuk mengetahui perbandingan perfoma turbin penggerak kompresor sebelum dan sesudah overhaul pada pabrik 1 produksi amoniak PT. Petrokimia Gresik

1.2 Permasalahan

Pada saat pabrik tidak menghasilkan produk sesuai target maka akan diketahui adanya kendala pada komponen pabrik dan akan dilakukan overhaul atau perbaikan.

Sebelum dan sesudah dilakukan overhaul akan mendapatkan efisiensi kerja dari setiap komponen. Efisiensi dari turbin dan kompresor yang berbeda. Untuk itu penulis akan mencari perbandingan unjuk kerja sebelum dan sesudah overhaul dari efisiensi turbin dan kompresor gas syntesis yang akan dihitung.

1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah yang digunakan dalam penulisan tugas akhir ini antara lain sebagai berikut :

1. Perhitungan kerja dan efisiensi, menggunakan data kerja dari PT. Petrokimia Gresik
2. Perhitungan yang dilakukan menggunakan data dari sebelum dilakukan overhaul dan sesudah overhaul
3. Perhitungan kerja turbin dan kompresor didasarkan pada analisis termodinamika dengan menggunakan beberapa asumsi.

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penulisan tugas akhir ini yaitu untuk mengetahui unjuk kerja dan efisiensi komponen pabrik khususnya turbin uap 103JT dan kompressor sebelum atau sesudah overhaul. Hal tersebut bisa untuk menyimpulkan perlu dilakukan overhaul pada pabrik.

Tujuan dari penulisan tugas akhir ini ditinjau dari latar belakang dan rumusan masalah adalah sebagai berikut:

1. Mengetahui efisiensi turbin uap 103 JT penggerak kompresor pada Pabrik 1 produksi Amoniak PT. Petrokimia Gresik sebelum overhaul.
2. Mengetahui efisiensi turbin uap 103 JT penggerak kompresor pada Pabrik 1 produksi Amoniak PT. Petrokimia Gresik sesudah overhaul.
3. Mengetahui perbandingan efisiensi turbin uap 103 JT dan kompresor pada Pabrik 1 produksi Amoniak PT. Petrokimia Gresik sebelum dan sesudah overhaul.

1.5 Metode Penulisan

Metode penulisan pada tugas akhir Analisis termodinamika perbandingan unjuk kerja turbin uap 103 JT penggerak kompresor Synthesis Gas sebelum dan sesudah overhaul di pabrik 1 produksi Amoniak PT. Petrokimia Gresik adalah sebagai berikut:

1. Studi Literatur
Studi literatur sebagai bahan persiapan untuk menganalisis sistem. Studi literatur berkaitan dengan analisis perhitungan termodinamika dan unjuk kerja
2. Konsultasi Dengan Dosen Pembimbing
Dalam penulisan tugas akhir ini perlu mengadakan konsultasi/responsi dengan dosen pembimbing.
3. Observasi Data
Melakukan observasi data – data melalui media internet dan dari hasil pengamatan langsung di pabrik 1 produksi Amoniak PT. Petrokimia Gresik.
4. Analisa data
Menghitung efisiensi dan mengetahui proses perawatan, dengan menggunakan buku-buku pedoman dan data data.
5. Membuat Kesimpulan
Setelah menyelesaikan laporan tugas akhir dapat mengambil kesimpulan tentang hasil dari analisa tersebut.

1.6 Sistematika Penulisan

Adapun sistematika penulisan tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

BAB I PENDAHULUAN

Latar belakang penulisan, permasalahan, batasan masalah, tujuan penulisan, dan sistematika penulisan.

BAB II DASAR TEORI

Bab ini memaparkan tentang teori-teori dan persamaan-persamaan yang mendasari perumusan masalah, siklus kerja Produksi Amoniak, komponen-komponen Pabrik Amoniak, efisiensi turbin uap penggerak kompresor.

BAB III METODOLOGI

Bab ini menjelaskan data-data yang diperoleh dari survey di lapangan dan diagram alir proses penulisan tugas akhir secara umum.

BAB IV PERHITUNGAN

Bab ini memuat tentang perhitungan-perhitungan efisiensi turbin uap, efisiensi kompresor.

BAB V PENUTUP

Berisikan kesimpulan dan saran. .

LAMPIRAN

1.7 Manfaat

Berdasarkan uraian tentang efisiensi kerja Turbin Uap, maka penulisan Tugas Akhir ini diharapkan bermanfaat bagi :

1. Perusahaan.

Dari analisa ini diharapkan adanya suatu hasil yang dapat menjadi masukan bagi perusahaan, sebagai informasi dalam operasional, khususnya mengenai perlunya dilakukan overhaul dari unjuk kerja kerja dan efisiensi turbin uap penggerak kompresor.

2. Penulis.

Hasil penulisan Tugas Akhir ini diharapkan dapat berguna

dan memberi masukan untuk menambah pengalaman dan pengetahuan tentang perhitungan kinerja Turbin Uap.

3. Pihak lain

Dapat dijadikan masukan dan informasi bagi pihak lain mengenai kinerja Turbin Uap.

halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Proses Produksi Amoniak

2.1.1 Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk membuat ammonia di PT Petrokimia Gresik adalah :

1. Gas alam dengan komposisi

- Kadar CH₄ : 85,76% vol
- Suhu : 15,6°C
- Tekanan : 19,3kg/cm²
- Total S : 25ppm

Bahan baku gas alam disuplai oleh Pertamina yang mengolah gas alam dari Pulau Kangean Madura. Gas tersebut dipisahkan dari liquid yang mungkin terbawa ketika distibusikan. Gas alam yang akan didistribusikan dalam bentuk gas, kemudian di kompresi menggunakan kompresor 102 J sehingga tekanan gas menjadi 40kg/cm². Sebelum masuk ke proses selanjutnya, gas alam harus dimurnikan lebih dahulu karena terdapat senyawa yang beracun bagi katalis dalam pembuatan ammonia.

2. Udara

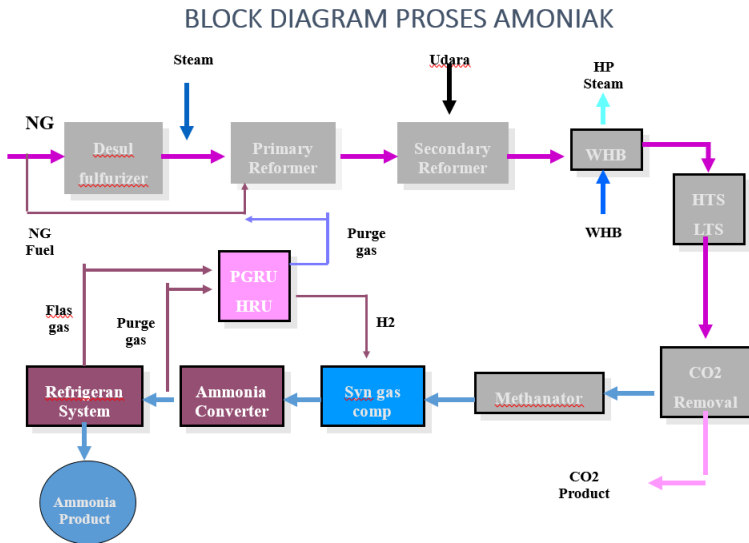
Komponen udara yang diambil adalah (79% mol) yang bertekanan atmosfer.

2.1.2 Unit-unit Produksi Amoniak

Proses yang digunakan 3.1 dalam pabrik ammonia adalah *proses low energi “steam methane refoming”* dari MW kellogg dengan kapasitas produksi 445.000 ton/tahun ammonia cair. Proses pembuatan ammonia pada pabrik 1 ini terdiri beberapa tahap utama, yaitu :

1. Penyediaan gas sintesa
2. Pemurnian gas sintesa
3. Sintesa ammonia
4. *Refrigerasi*

5. *Purge gas recovery (PGRU) dan Hydrogen Recovery Unit (HRU)*



Gambar 2.1 Block Diagram Proses Produksi Amoniak [1]

2.1.3. Deskripsi Proses Produksi Amoniak

Deskripsi tiap proses dari tiap tahapan produksi ammonia adalah sebagai berikut:

1. Pembuatan Gas Sintesa

A. Desulfurisasi (108-DA/DB)

Sebelum masuk ke proses desulfurisasi gas mengalami beberapa perlakuan, yaitu :

- Pemisahan Pengotor

Gas alam digunakan sebagai bahan baku pembuatan amoniak, masih mengandung pengotor yang harus dipisahkan kandungan cairan dan padatnya menggunakan KO drum 144° F, alat ini terdiri dari *distributor gas inlet*, demister pada *nozzle gas outlet* dan pemecah *vortex* diatas *nozzle* cairan. Cairan yang telah

dipisahkan dimasukkan ke tangki *flash* kondesat proses. Gas keluar 144° F dibagi menjadi dua aliran, yaitu untuk umpan unit sintesis gas amoniak dan bahan bakar.

- Kompresi dan Pemanasan Awal

Proses ini berfungsi untuk menaikkan tekanan gas alam dari 18,3 kg/cm² menjadi 45,7 kg/cm². Komponen utama yang digunakan adalah *Gas Preheat Coil* (101-B) yang terletak dalam zona konveksi 101-B panas gas diumpankan dari 103° C ke 35° C – 399° C dengan pertukaran panas dengan gas buang *existing*.

Desulfurisasi merupakan langkah penghilangan senyawa Belerang (S) yang terkandung di dalam Gas bumi (Natural gas) karena Sulfur merupakan racun katalis. Dalam proses ini H₂S dari 25 ppm menjadi 0,1 ppm. Ada 2 macam unsur Sulfur dalam gas bumi yaitu : *Senyawa Sulfur Reaktif* dan Senyawa Sulfur non reaktif .

Penghilangan sulfur melalui 2 reaktor yaitu 108-DA dan 108-DB, dimana setiap reaktor berisi katalis Co-Mo dan ZnO.

- Menggunakan katalis Co-Mo (Cobalt-Molybden)

Dengan menambahkan Gas H₂ dari Synthesis loop, maka semua senyawa S organik baik reaktif maupun Non reaktif akan di Hidrogenasi pada katalis Co-Mo menjadi H₂S. Life time 5 tahun, setelah melalui proses ini senyawa S yang telah di ubah menjadi H₂S kembali diproses dalam katalis ZnO.

Reaksi yang terjadi :

Pada Katalis Co-Mo



- Menggunakan katalis ZnO (*Zine Oxide*) Reaksi yang terjadi :

Pada Katalis ZnO



B. Steam Reforming (Primary Reformer 101-B)

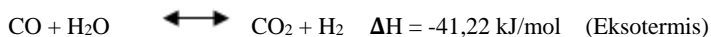
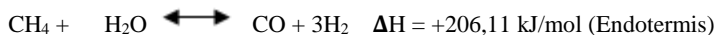
Pada proses *primary reformer* digunakan komponen utama, diantaranya adalah sebagai berikut :

- *Reformer* (101-B) yang terdiri dari *furnace*, tube berisi katalis, *riser*, dan zona konveksi.
- *Tube* radian, terdapat 224 *tube* radian berisi katalis yang terdapat pada 101-B. *Tube* tersebut diisi dengan katalis nikel oksida dengan ukuran 5/8 x 5/8 x 5/16 inchi *raschig ring* diatas setengah pada setiap *tube reformer* dan 5/8 x 5/8 x 5/16 inchi *raschig ring* yang diletakkan setengah pada bagian bawah setiap *tube*. Total katalis 26,16 m³.
- Katalis nikel oksida diperlukan untuk reaksi di *primary reformer*.

Proses *primary reformer* berfungsi untuk mengubah gas alam menjadi H₂, CO, dan CO₂. Reaksi berlangsung pada temperatur ±800° C dan tekanan 39,8 kg/cm².

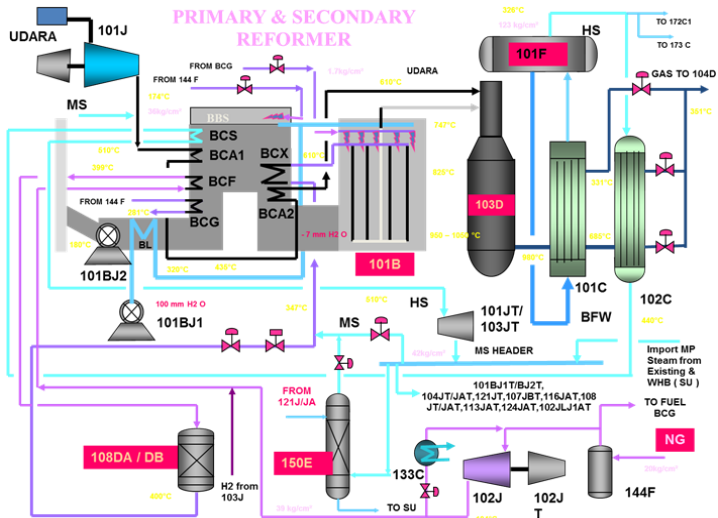
Reaksi ini merupakan reaksi endotermik yang mengambil panas dari reaksi pembakaran sebagian gas alam.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Ketika suhu dinaikkan maka konversi CH₄ semakin besar (ke arah endotermis) juga ketika tekanan diturunkan, konversi CH₄ semakin besar.

C. Autothermal Reforming (Secondary Reformer 103-D)



Gambar 2.2 Diagram Alir *Primary* dan *Secondary Reformer*[1]

Dari gambar di atas dapat dilihat gambar diagram proses *primary* dan *secondary reformer*. Proses ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan nitrogen pada sintesis amoniak. Oksigen yang ditambahkan direaksikan dengan hidrogen pada gas proses akan menghasilkan panas yang diperlukan pada reaksi *reformer*. Panas gas keluaran dimanfaatkan untuk membangkitkan uap tekanan tinggi WHB (*Waste Heat Boiler*).

Komponen utama :

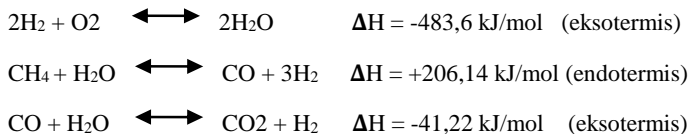
- *Vessel* (103-D) : Bejana tekan yang dilapisi dengan batu tahan api, dilengkapi dengan jaket air dan berisi katalis nikel yang diperlukan untuk reaksi di *secondary reformer*.
- Katalis : Katalis *bed* terdiri dari 34,8 m³ katalis nikel. Katalis ini diletakkan diatas *bed* bola

alumina yang berdiameter 25 mm dan dibawahnya alumina berdiameter 50 mm. Bola alumina dan katalis didukung dengan *archid brick*. WHB (101-C) merupakan penukar panas tipe *shell and tube*, bagian dalam sel dilengkapi dengan batu tahan api dan bagian luar dengan jaket air. Gas proses mengalir melewati *shell* memberikan panas ke *air boiler* dalam *tube*.

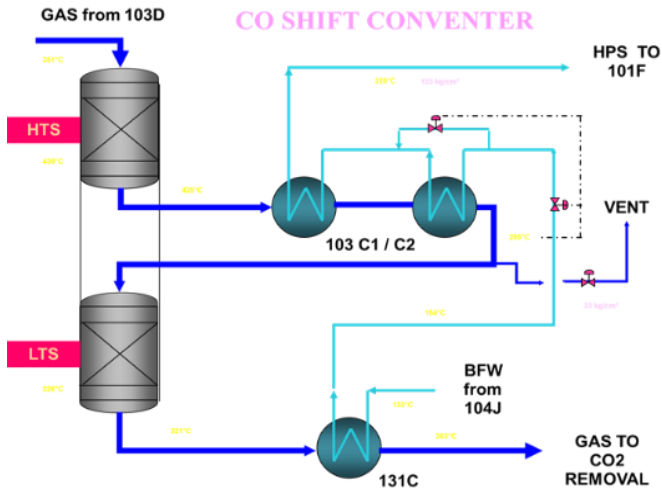
- *Super Heater* (102-C) : Penukar panas tipe *shell and tube*, bagian dalam sel dilengkapi dengan batu tahan api dan bagian luar dengan jaket air. Gas proses mengalir melewati *shell* memberikan panas *steam* dalam *tube*, menghasilkan uap tekanan tinggi (*superheated*).

Direaksikan lebih lanjut untuk mencapai $\text{CH}_4 \pm 0,3\%$ dilakukan pada bejana tekanan dilapisi batu tahan api. Panas yang diperlukan diperoleh dari pembakaran gas dengan udara luar yang sekaligus menghasilkan N_2 untuk sintesis NH_3 .

Reaksi yang terjadi di *secondary reformer* :



D. *Shift Converter*



Gambar 2.3 Diagram Alir CO Shift Converter [1]

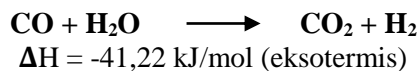
Tahap ini merupakan tahap untuk mengubah karbon monoksida menjadi karbon dioksida. Karbon monoksida merupakan bentuk karbon yang tidak diinginkan pada proses pembuatan amoniak karena sifatnya yang beracun bagi katalis *ammonia converter*. Oleh karena itu, hampir semua karbon monoksida diubah menjadi CO₂ dan H₂.

Proses perubahan karbon monoksida menjadi karbon dioksida dilakukan dua tahapan (dilihat pada Gambar 2.3) yaitu :

- **HTSC (*High Temperatur Shift Converter 104-D1*)**

Untuk mereaksikan sebagian besar CO pada suhu tinggi (425°C) dengan katalis Besi (Fe₂O₃).

Reaksi :

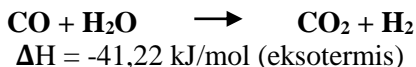


Mereaksikan CO dan *steam* menjadi CO₂ pada suhu tinggi dengan katalis Fe 79,5 m³. Reaksi bersifat eksotermis, temperatur proses gas dalam HTS 427 ° C. Gas keluar pada suhu 432 ° C dan tekanan 34,8 kg/cm² dengan kadar CO outlet 3,65 %. Gas keluar didinginkan hingga suhu 204° C.

- **LTS (*Low Temperatur Shift Converter 104-D2*)**

Untuk mereaksikan sisa CO sehingga menghasilkan kadar CO yang rendah yang bisa diterima di Proses Methanasi, reaksi pada suhu 225° C, katalis tembaga.

Reaksi :



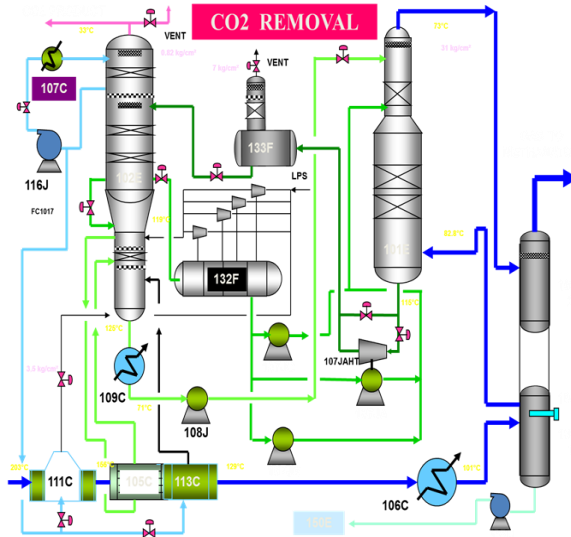
Reaksi bersifat eksotermis, gas keluar pada suhu 227 ° C dan tekanan 34,5 kg/cm² dengan kadar CO *outlet* 3,65 %.

2. Pemurnian Gas Sintesa

Produk gas yang keluar dari LTS mengandung CO₂, CO, H₂O, CH₄, Ar, H₂, dan N₂. *Outlet* LTS yang masih mengandung CO₂ yang harus dihilangkan sebelum masuk *Ammonia Converter* (105-D), yang berupa gas H₂ dan N₂. Sehingga gas-gas lain harus dipisahkan terlebih dahulu. Gas CO dan CO₂ yang terdapat pada *outlet* LTS merupakan racun katalis *ammonia converter*. Oleh karena itu, harus dibersihkan dari CO dan CO₂ sebelum sampai ke tahap sintesis amoniak.

Pemisahan akan dilakukan dengan cara absorpsi di CO₂ *absorber* sehingga kadar CO₂ gas 600 ppm. Kemudian gas dibersihkan lebih lanjut dalam dari sisa CO dan CO₂ dalam *methanator* dengan mereaksikan dengan gas H₂ sehingga menjadi gas, *methane* dimana gas *methane* tidak meracuni katalis pada *ammonia converter*.

A. CO₂ Removal



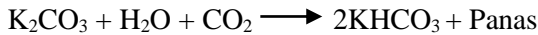
Gambar 2.4 Diagram Alir CO₂ Remove [1]

Gambar di atas menunjukkan diagram alir dari CO₂ removal. Tahap CO₂ removal terdiri dari 2 bagian yaitu CO₂ absorption dan CO₂ stripper.

Penghilangan gas CO₂ dilakukan dengan cara absorpsi gas CO₂ oleh media K₂CO₃ pada :

- Tekanan tinggi ± 28 – 32 kg/cm²g.
- Temperatur ± 70°C
- Media penyerap :
 - K₂CO₃ dengan konsentrasi : 25 – 30%
 - DEA (*Diethanol Amine*) sebagai aktivator
 - KNO₂ (Kalium Nitrit) : mengontrol keadaan oksidasi dari vanadium.
 - $V_{+4} + KNO_2 \longrightarrow V_{+5} + N_2 + NO$
 - V₂O₅ sebagai *Corrosion Inhibitor*
 - Membentuk lapisan pelindung pada dinding dalam absorber
 - Menurunkan korosi pada pipa, vessel, dan pompa

Reaksi Absorpsi :

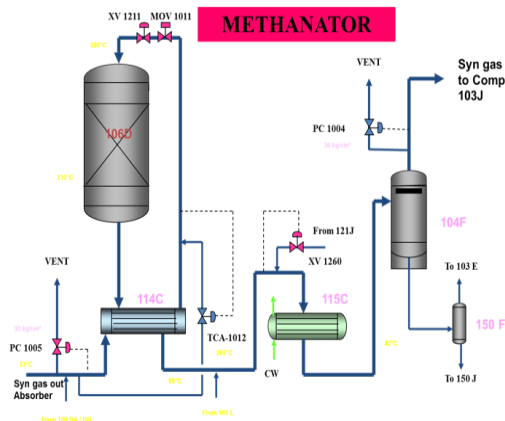


DEA menyerap sisa CO_2 , mengatur target operasi 0,06% CO_2 pada proses gas keluar. Pemberian inhibitor vanadium akan menurunkan korosi pada pipa, *vessel*, dan pompa. Pelepasan CO_2 dari KHCO_3 dengan cara *stripping* pada tekanan rendah, yaitu 0,5 – 1 $\text{kg/cm}^2\text{g}$ dengan suhu 100 – 130° C (pada suhu jenuh).

Reaksi yang terjadi:



B. Methanator



Gambar 2.5 Diagram Alir *Methanator* [1]

Gambar di atas adalah gambar diagram alir *Methanator*. Fungsi *methanator* adalah untuk mengkonversi atau mengubah sisa CO dan CO_2 yang lolos dari tahap proses CO_2 removal menjadi CH_4 yang bersifat *inert* terhadap katalis di *ammonia converter*. Prosesnya berlangsung pada tekanan 32 $\text{kg/cm}^2\text{g}$ dengan suhu 315° C. Katalis yang digunakan adalah nikel (Ni) = 26,7 m^3 .

Apabila sisa CO dan CO_2 dari gas sintesis ini tidak dikonversikan menjadi CH_4 , maka akan menjadi racun

katalis sehingga menjadi tidak aktif saat masuk ke katalis *ammonia converter*.

Reaksi yang terjadi adalah:



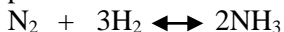
Komponen utama yang terdapat pada proses metanasi:

- *Methanator* (106-D) : Suatu bejana vertikal terdiri dari sebuah distributor gas inlet, berisi katalis nikel 26,7 m³ dengan ukuran 5/16 x 5 x 16 inchi.
- *Methanator Feed, Effluent Exchanger* (114-C) penukar panas tipe *shell and tube* dengan umpan *methanator* berada pada *shell* dan *effluent* melalui *tube*.
- *Methanator Effluent Cooler* (115-C) penukar panas tipe *shell and tube* dengan *effluent methanator*.

3. Proses Sintesa Gas Amoniak

Pembuatan amoniak dari N₂ dan H₂ dengan katalis Fe₂O₅ sudah digunakan secara komersial sejak lebih dari 60 tahun.

Reaksi pembentukan NH₃ dari N₂ dan H₂ mengikuti persamaan :



Katalis yang digunakan : Besi (Fe₂O₅)

Disamping CO dan CO₂, H₂O juga bersifat racun terhadap katalis. Untuk menghilangkan H₂O sebelum masuk *Syn Loop* dipasang *Molecular Sieve Dryer* yang berfungsi sekaligus untuk menyerap sisa CO₂ yang masih ada.

Reaksi sintesa amoniak merupakan reaksi kesetimbangan. Reaksi berlangsung pada Temperatur 500-550 °C, Tekanan 179 kg / cm²g, kadar NH₃ out converter 17,2 %. Sisa gas yang tidak bereaksi di *recycle*.

Gas sintesa didinginkan sampai 37° C sambil mengembunkan sebagian kecil uap air. Gas dengan suhu

37° C ditekan dengan syn gas kompresor LP case sampai tekanan 57,6 kg/cm², kemudian dinaikkan menjadi 102 kg/cm². Selama pendinginan di LP, sebagian besar H₂O mengembun dan sisanya dilewatkan di *Molecular Sive Dryer* yang sekaligus bisa menyerap sehingga keluar dari LP case, jumlah HO₂ dan CO₂ kurang dari 1 ppm volume.

Kemudian, gas ditekan di HP case sehingga mencapai tekanan 179 kg/cm² dan bercampur dengan aliran *recycle* dan masuk ke dalam *converter*. Gas keluar dari *converter* pada suhu 459° C setelah mengalami pendinginan dengan BFW, *feed* gas masuk ke dalam *cooling water* dan akhirnya didinginkan dan diembunkan lebih lanjut di NH₃ *Unitized Chiller*. Sejumlah kecil dari gas yang *direcycle* ditarik ke *purge gas recovery* untuk mencengah akumulasi *inert* di *loop* dan *merecover* sisa NH₃ di *purge* gas. Secara ringkas, proses yang terjadi pada tahap sintesa amoniak adalah

- *Synthesis Gas Compressor* (103-J)

Berfungsi : Mengkompresi *synthesis* gas pada tekanan operasi

$$P_{in} = 30,5 \text{ kg/cm}^2$$

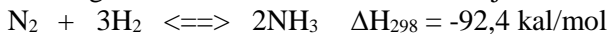
$$P_{out} = 179,5 \text{ kg/cm}^2$$

$$T_{in} = 37^{\circ} \text{C}$$

$$T_{out} = 42^{\circ} \text{C}$$

- *Ammonia Synthesis*

Berfungsi : Mereaksikan N₂ dan H₂ menjadi NH₃



$$P = 179 \text{ kg/cm}^2$$

$$T = 500 - 550^{\circ} \text{C}$$

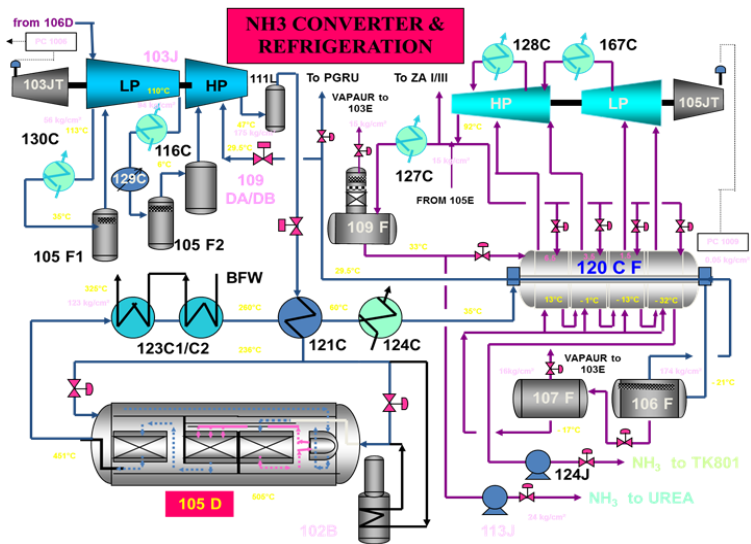
Katalis : Fe = 77 m³ dan life time : 5 – 10 tahun

a. Refrigerasi NH₃ (120-C)

Sistem memakai 4 tingkat, kegunaannya adalah mengondensasi NH₃ di *syn loop*, *ven gas* dan *purge gas* serta menurunkan jumlah H₂O dari gas sintesis. Sistem beroperasi pada 4 level suhu yaitu 13° C, -1° C, -12° C, dan

-33° C dan terdiri dari kompresor sentrifugal 4 tingkat dengan 2 buah *intercooler*, *refrigerant condenser*, *refrigerant receive* dan *evaporator*.

Refrigerasi dengan media amoniak digunakan untuk mengembunkan amoniak yang terkandung dalam *syn loop*, *recovery* amoniak dari *purge* dan *flash*, serta mendinginkan *make up gas* sebelum masuk *dryer*. Tahapan proses refrigerasi NH₃ dijelaskan pada gambar



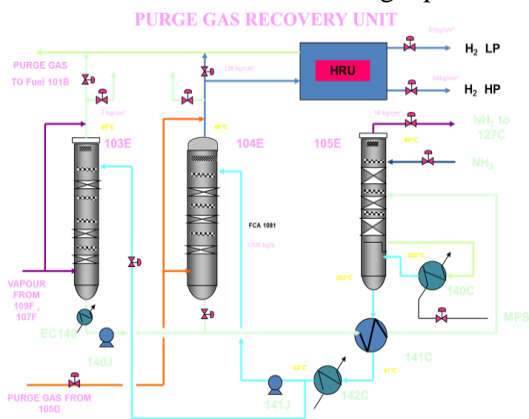
Gambar 2.6 Diagram Alir NH₃ Converter dan Refrigeration [1]

b. *Purge Gas Recovery*

Untuk menjaga *inert* gas (CH₄, He, Ar) di *syn loop*, sejumlah kecil *syn gas* dikeluarkan dari sistem. *Purge gas* setelah di-*recover* kandungan NH₃ dan H₂-nya, kemudian *inert*-nya dipakai sebagai *fuel gas* di *primary reformer*.

Purge Gas Recovery Unit (PGRU) me-recover NH_3 dan Hydrogen Recovery Unit (HRU) me-recover H_2 untuk dikembalikan ke syn loop pada tekanan 157 kg/cm² dan suhu 45° C. Gas-gas dari HP purge gas dikirim ke HP purge gas scrubber. Flash gas dari NH_3 stripper dikirim ke LP gas scrubber. Media penyerap NH_3 pada scrubber ini adalah H_2O . Gas ini puncak HP absorber dikirim ke separator sebagian besar N_2 dan H_2 dapat di-recovery dan dipakai sebagai make up gas ke syn loop. Gas dari puncak LP absorber dan sisa off gas dari HRU di-recover dan dipakai sebagai bahan bakar primary reformer. Gabungan larutan dari scrubber dibawa ke stripper di bagian bawah reflux NH_3 .

Reflux NH_3 didapat dari sistem refrigerasi, sedangkan media stripping adalah MPS NH_3 vapour dari puncak stripper divent ke refrigerant condenser, diembunkan, dan di-recoveri sebagai produk.



Gambar 2.7 Diagram Alir Purge Gas Recovery [1]

2.2 Turbin Uap dan Komponennya

2.2.1 Pengertian Turbin

Turbin uap terutama digunakan di Pusat Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) dan di industri. Di PLTU, turbin uap

dipergunakan untuk menggerakkan generator. Di industri, turbin uap selain untuk menggerakkan generator (untuk pembangkit listrik kawasan industrinya) juga sebagai pemutar kompresor, pompa, dan berbagai proses lainnya.

2.2.2 Klasifikasi Turbin

Klasifikasi turbin uap dapat dibagi dalam beberapa kelompok yaitu:

A. Berdasarkan jumlah tingkat:

1. Turbin satu tingkat (single stage)
2. Turbin bertingkat (multistage)

B. Berdasarkan arah aliran uap:

1. Turbin radial
2. Turbin aksial

C. Berdasarkan jumlah silinder:

1. Turbin silinder tunggal
2. Turbin silinder ganda
3. Turbin silinder tiga
4. Turbin silinder empat

Silinder merupakan poros dan tromol di mana sudu-sudu turbin dipasang.

D. Berdasarkan jumlah poros:

1. Turbin silinder jamak dengan rotor tunggal dan dikopel dengan generator tunggal, dikenal dengan nama turbin poros tunggal.
2. Turbin-turbin dengan poros lebih dari satu dan diparalel disebut sebagai turbin poros jamak (multiaxial).

E. Berdasarkan prinsip kerja uap:

1. Turbin impulse (turbin aksi, turbin tekanan rata), tekanan uap di sisi masuk turbin sama dengan sisi keluar. Ekspansi uap terjadi pada nosel (nozzle) atau karangan sudu arah.
2. Turbin reaksi (turbin tekanan tak rata), bila tekanan uap di sisi masuk lebih besar daripada di sisi keluar.

Ekspansi uap terjadi baik di karangan sudu arah yang merupakan nosel maupun di sudu jalan.

F. Berdasarkan penurunan panas:

1. Turbin berkondensor, “condensing turbine”, atau dikenal juga dengan turbin siklus tertutup.
2. Turbin berkondensor dengan satu atau dua tingkat ekstraksi pada tekanan tertentu untuk kebutuhan kalor lain (water heater misalnya).
3. Turbin siklus terbuka, “back pressure turbine”, tanpa dilengkapi kondensor. Kondensor dapat menurunkan tekanan menjadi sangat rendah, jadi bila turbin tidak dilengkapi kondensor maka tekanan di sisi keluar akan lebih tinggi daripada turbin berkondensor.
4. “Topping turbine”, jenis back pressure turbine yang biasanya dipergunakan pada waktu peningkatan daya terpasang suatu instalasi. Biasanya turbin ini akhirnya akan dilengkapi dengan kondensor sehingga berfungsi seperti turbin berkondensor biasa.
5. Back pressure turbine dengan beberapa ekstraksi uap di beberapa tingkat untuk memasok uap dengan spesifikasi tekanan dan temperatur tertentu.

G. Berdasarkan kondisi uap pada sisi masuk:

1. Turbin bertekanan rendah, 1 – 2 bar.
2. Turbin bertekanan menengah, sampai 40 bar.
3. Turbin bertekanan tinggi, diatas 40 bar.
4. Turbin bertekanan sangat tinggi, diatas 170 bar dan bertemperatur diatas 550°C.
5. Turbin superkritikal, menggunakan uap bertekanan 225 bar.

H. Berdasarkan sifat penggunaannya:

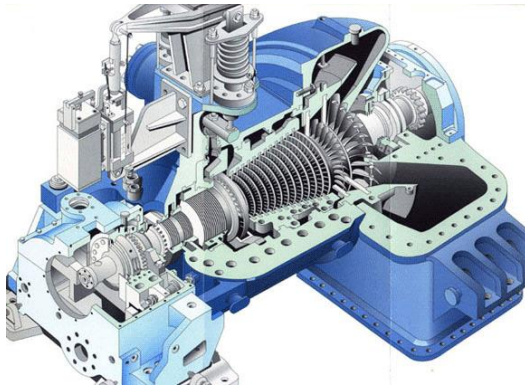
1. Turbin stasioner dengan kecepatan konstan, biasanya digunakan untuk memutar alternator di PLTU.
2. Turbin stasionar dengan kecepatan variable, biasanya untuk memutar kompresor, pompa dan sebagainya.

3. Turbin nonstasioner dengan kecepatan variable, misalnya yang digunakan di kapal, lokomotif dan sebagainya.

Dari klasifikasi -f- di atas, dua macam instalasi turbin uap yang banyak dijumpai adalah:

1. instalasi turbin uap tertutup (condensing turbine).
2. instalasi turbin uap terbuka (back pressure turbine).

2.3. Pengertian Condensing Turbine



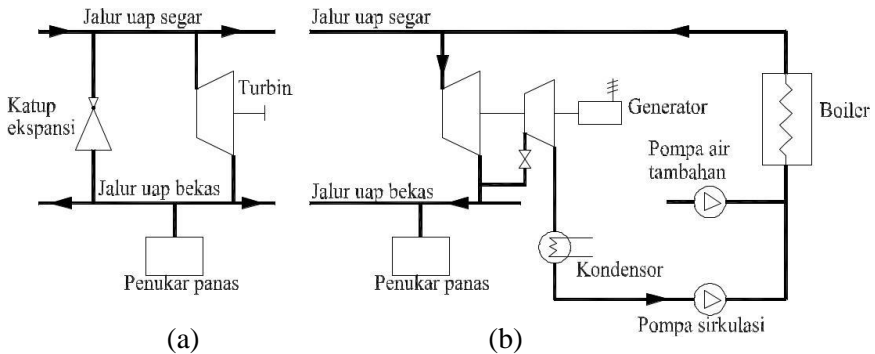
Gambar 2.8 Turbin Uap Condensing [2]

Instalasi tertutup menggunakan fluida kerja yang mengikuti jaringan tertutup. Di sini diperlukan kondensor untuk mengondensasikan kembali uap, kemudian pompa dan boiler untuk menaikkan energi air dari kondensor untuk disirkulasikan secara tertutup menuju ke turbin uap kembali. PLTU menggunakan prinsip kerja ini, selain untuk menjaga kebutuhan air kerja yang ketat syarat kualitasnya juga secara nyata dapat menaikkan efisiensi total PLTU.

Instalasi terbuka tidak menggunakan kondensor. Uap yang keluar dari turbin masih tinggi temperatur dan tekanannya dan sisa

energi ini dipergunakan dalam proses lain di pabrik. Di industri kedua system instalasi ini dapat kita jumpai.

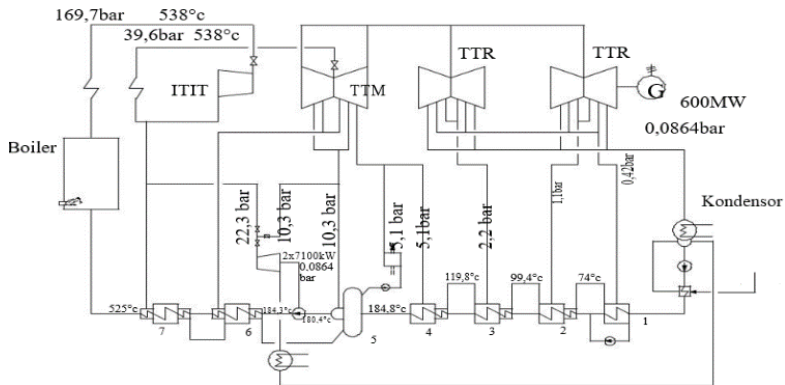
Gambar 2.9 berikut menunjukkan contoh skema instalasi terbuka dan tertutup. Gambar 2.9b menunjukkan system kombinasi antara instalasi terbuka dengan tertutup di industri.



Gambar 2.9 Contoh skema system instalasi turbin uap terbuka (a) dan kombinasi terbuka dan tertutup (b). [2]

Jalur uap bekas adalah uap yang telah dipergunakan turbin untuk dipergunakan pada proses produksi dalam industri tertentu, misalnya kilang minyak, pabrik pupuk dan sebagainya.

Gambar berikut menunjukkan skema instalasi turbin uap tertutup yang dilengkapi dengan unit pemanfaat panas (economizer), pemanas ulang (reheater) dan pemanas lanjut (superheater).



Gambar 2.10 Contoh skema instalasi turbin uap tertutup dengan economizer, reheater dan superheater. [2]

2.4 Pengertian Kompresor

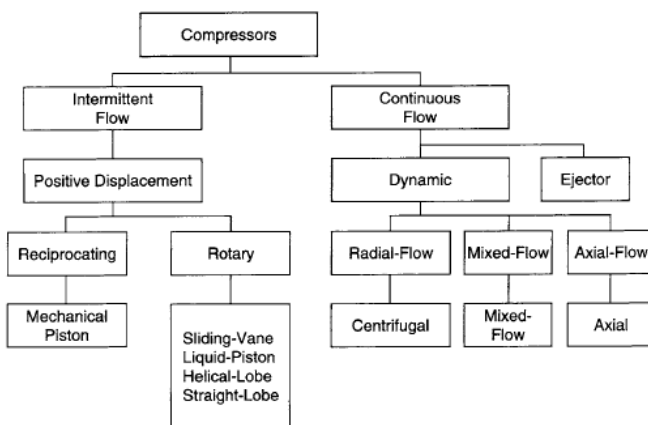
Kompresor adalah suatu peralatan atau alat yang menerima energi atau kerja dari luar (berupa daya poros), dengan tujuan digunakan untuk menaikkan suatu tekanan fluida (udara/gas). Inlet pressure dapat berbagai harga, mulai tekanan vakum hingga tekanan positif yang tinggi. Sedangkan tekanan discharge dapat bervariasi mulai tekanan atmosfer hingga ribuan psi di atas atmosfer. Variasi tekanan inlet dan discharge ini tentunya sesuai dengan type atau konfigurasi kompresor. Fluida dapat berupa berbagai fluida kompresibel, gas atau uap.

2.4.1 Klasifikasi Kompresor

Prinsip kerja kompresor dan pompa adalah sama, kedua mesin tersebut menggunakan energi luar kemudian diubah menjadi energi fluida. Pada pompa, di nosel keluaranya energi kecepatan diubah menjadi energi tekanan, begitu juga kompresor pada katup keluar udara mampat mempunyai energi tekanan yang besar. Hukum-hukum yang berlaku pada pompa dapat diaplikasikan pada kompresor.

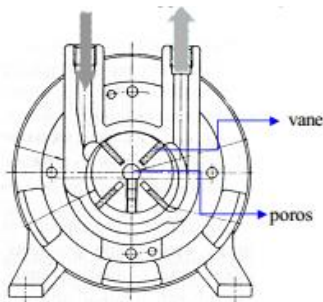
Berbeda dengan pompa yang klasifikasinya berdasarkan pola aliran, klasifikasi kompresor biasanya berdasarkan tekanannya atau cara pemampatannya. Pada (gambar 2.1) adalah klasifikasi dari kompresor. Secara umum penjelasannya sebagai berikut. Kompresor berdasarkan cara pemampatannya dibedakan menjadi dua, yaitu jenis turbo dan jenis perpindahan. Jenis turbo menggunakan gaya sentrifugal yang diakibatkan oleh putaran impeller sehingga udara mengalami kenaikan energi yang akan diubah menjadi energi tekanan. Sedangkan jenis perpindahan, dengan memperkecil volume udara yang dihisap ke dalam silinder atau stator dengan torak atau sudu. Kompresor yang diklasifikasikan berdasarkan tekanannya adalah kompresor untuk pemampat (tekanan tinggi), blower untuk peniup (tekanan sedang) dan fan untuk kipas (tekanan rendah).

Pada gambar di bawah terlihat, kompresor jenis turbo (*dynamic*) berdasarkan pola alirannya dibagi menjadi tiga, yaitu ejector, radial, dan aksial. Kompresor jenis ini hampir semuanya dapat beroperasi pada tekanan dari yang rendah sampai tinggi. Kompresor turbo dapat dibuat banyak tingkat untuk menaikkan tekanan dengan kapasitas yang besar.

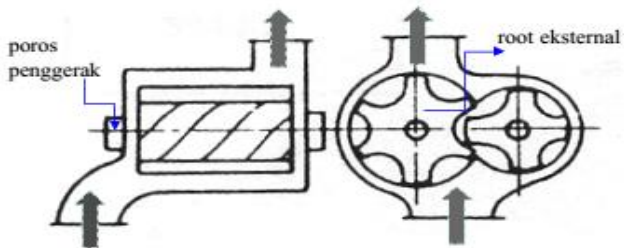


Gambar 2.11 Klasifikasi Kompresor [3]

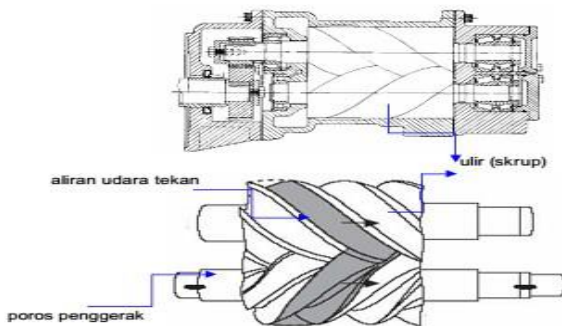
Berbeda dengan jenis turbo, kompresor jenis perpindahan (*displacement*) beroperasi pada tekanan sedang sampai tinggi. Kompresor jenis perpindahan, dibedakan berdasarkan bentuk konstruksinya, sekrup (gambar 2.14), sudu lurus (gambar 2.12), dan roots jenis torak bolak-balik atau reciprocating (gambar 2.13). Untuk kompresor jenis torak dapat menghasilkan udara mampat bertekanan tinggi. Pada (gambar 2.30) Adalah grafik tekanan – kapasitas untuk kompresor, terlihat jelas bahwa kompresor torak mempunyai daerah operasi dengan tekanan yang paling tinggi, sedangkan untuk kompresor axial mempunyai daerah operasi dengan kapasitas paling besar. Kompresor untuk tekanan rendah adalah fan. Kompresor bertekanan sedang adalah blower dan bertekanan tinggi adalah kompresor.



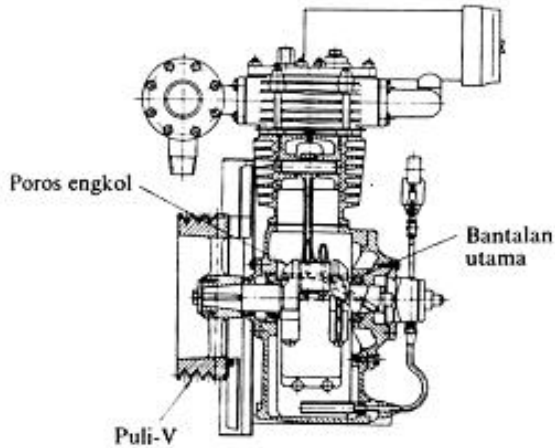
Gambar 2.12 Kompresor Sudu lurus [4]



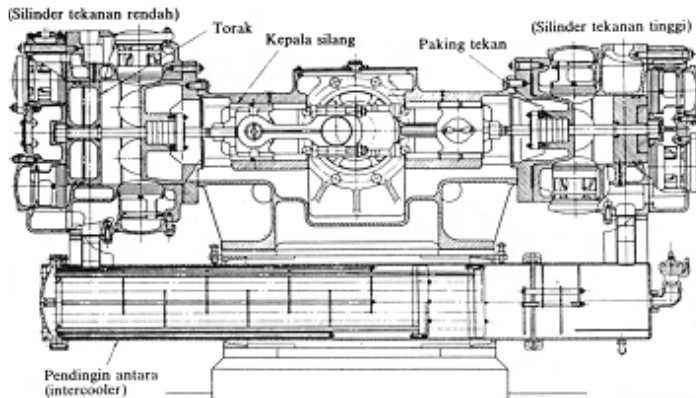
Gambar 2.13 Kompresor jenis Root [4]



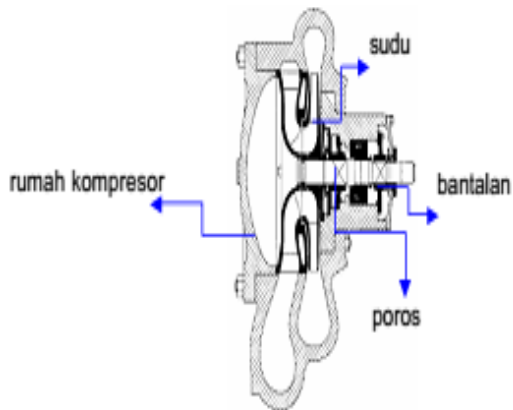
Gambar 2.14 Kompresor skrup atau Ulir [4]



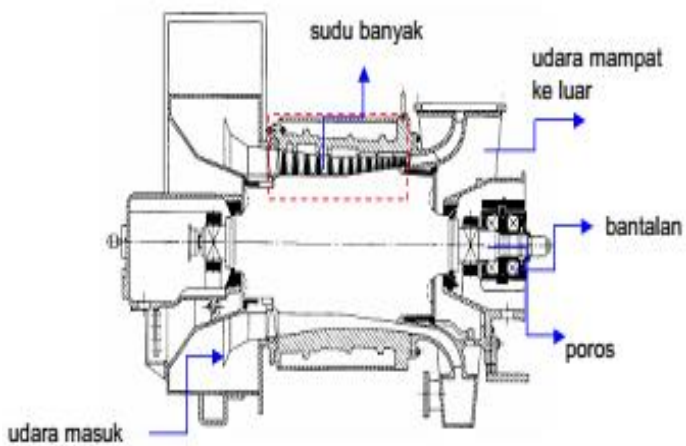
Gambar 2.15 Kompresor Torak kerja tunggal [4]



Gambar 2.16 Kompresor Torak kerja ganda [4]

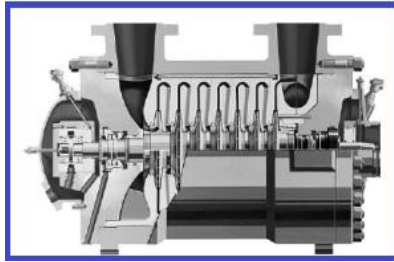


Gambar 2.17 Kompresor Sentrifugal satu tingkat [4]



Gambar 2.18 Kompresor Sentrifugal banyak tingkat [4]

2.5 Pengertian Kompresor Sentrifugal



Gambar 2.19 Kompresor Sentrifugal tipe vertikal split [5]

Kompresor sentrifugal merupakan peralatan mekanik yang digunakan untuk memberikan energi kepada fluida gas, sehingga gas dapat mengalir dari suatu tempat ke tempat lain. Penambahan energi ini bisa terjadi karena adanya konversi energi mekanik ke dalam energi tekanan. Kompresor sentrifugal termasuk ke dalam kompresor dinamik, dimana kompresor ini memiliki prinsip kerja yaitu mengkonversikan energi kecepatan gas yang dibangkitkan oleh aksi yang dilakukan impeller yang berputar dari energi mekanik unit penggerak menjadi energi tekanan di dalam diffuser. Kompresor sentrifugal ini digerakkan oleh turbin daya yang merupakan bagian turbin gas. Dalam dunia perminyakan dan gas, kompresor sentrifugal digunakan antara lain:

1. Mengumpulkan gas, kompresor sentrifugal digunakan untuk aplikasi menangani gas alam di sumur pada kepala sumur.
2. Boosting, untuk meningkatkan tekanan gas dari kepala sumur.
3. Penyimpanan atau pengambilan, aplikasi dimana pipa gas diinjeksikan atau ditarik dari fasilitas penyimpanan gas.
4. Transmisi, aplikasi dengan input dari tambang gas alam dan output ke kota.
5. Re-injeksi gas, aplikasi yang menginjeksikan gas kembali ke lapangan untuk pemeliharaan tekanan atau konservasi.

6. Gas lift, aplikasi yang menginjeksikan gas ke sumur minyak untuk dicampur dengan minyak tanah agar mempermudah pengambilan dari atas.

2.5.1. Karakteristik Kompresor Sentrifugal

Karakteristik kompresor sentrifugal secara umum sebagai berikut:

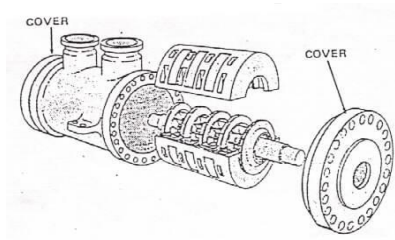
1. Memiliki masukan aksial dan keluaran radial.
2. Mampu menciptakan head yang lebih besar dibandingkan kompresor aksial.
3. Aplikasi aliran rendah dan rasio tekanan yang tinggi.
4. Kapasitas tersedia dari kecil hingga besar.
5. Tekanan discharge dipengaruhi density gas.
6. Kerugian gesek lebih besar dibandingkan kompresor aksial.

2.5.2. Komponen Utama Kompresor Sentrifugal

Kompresor sentrifugal terdiri dari komponen statis dan dinamis. Komponen-komponen tersebut terdiri dari beberapa bagian yang fungsinya saling berhubungan. Komponen statis disebut stator dan komponen dinamis disebut juga rotor. Berikut akan dijelaskan komponen statis dan dinamis.

a) Komponen Statis

1. Casing

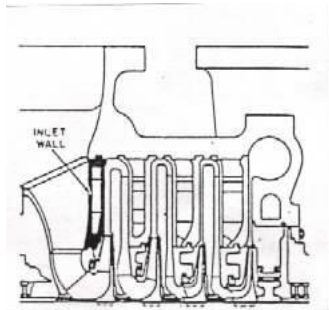


Gambar 2.20 Casing [5]

Casing merupakan bagian terluar kompresor yang berfungsi :

- a. Pelindung terhadap pengaruh mekanik dari luar.
- b. Pelindung dan penumpu dari bagian yang bergerak.
- c. Tempat kedudukan *suction port* dan *discharge port* serta bagian diam lainnya.

2. *Inlet wall*

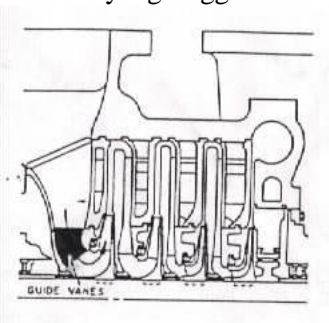


Gambar 2.21 Inlet Wall [5]

Merupakan diafragma atau dinding penyekat yang dipasang pada sisi masukan sebagai *inlet channel* dan berhubungan dengan *inlet port*. Karena berfungsi sebagai saluran gas masuk pada *stage* pertama, maka material *inlet wall* harus tahan terhadap abrasi dan erosi.

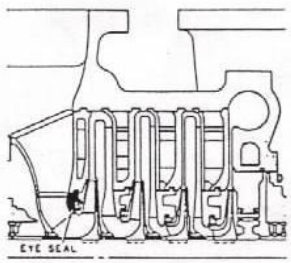
3. *Guide van*

Guide van ditempatkan pada bagian depan *eye impeller* pertama pada bagian *inlet channel*. Fungsi utamanya adalah mengarahkan aliran agar gas dapat masuk impeller dengan distribusi merata. Konstruksi vane terbagi dua, yaitu *fixed* dan *movable* posisi sudutnya dengan tujuan agar operasi kompresor dapat bervariasi dan dicapai efisiensi dan stabilitas yang tinggi.



Gambar 2.22 Guide Vanes [5]

4. *Eye Seal*

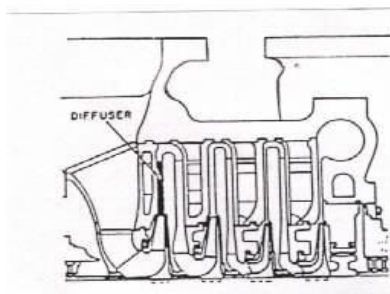


Gambar 2.23 Eye Seal [5]

Ditempatkan di sekeliling bagian luar *eye impeller* dan ditumpu oleh *inlet wall*. *Eye seal* memiliki fungsi mencegah aliran balik dari gas yang keluar dari *discharge impeller* kembali ke sisi *suction*.

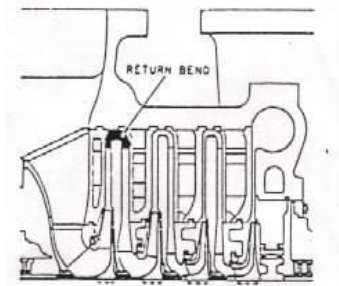
5. *Diffuser*

Berfungsi untuk mengubah energi kecepatan yang keluar dari *discharge impeller* menjadi energi potensial. Untuk *multi stage* dipasang diantara *inter stage impeller*.



Gambar 2.24 Diffuser [5]

6. *Return Bend*

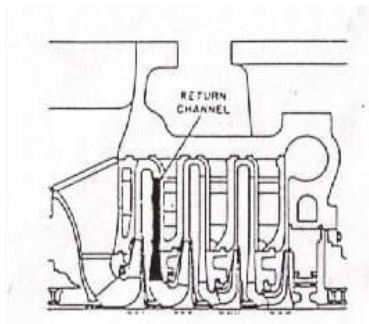


Gambar 2.25 Return Bend [5]

Berfungsi membelokkan arah aliran gas dari *diffuser* ke *return channel* untuk masuk pada *stage* berikutnya. *Return bend* dibentuk oleh susunan diafragma yang dipasang dalam casing.

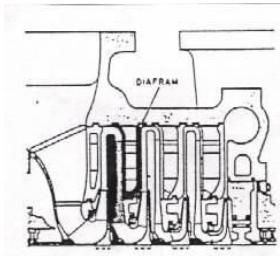
7. *Return Channel*

Merupakan saluran yang berfungsi memberikan arah aliran gas dari *return bend* masuk ke dalam *impeller* berikutnya. *Return channel* dilengkapi dengan *fixed vane* dengan tujuan memperkecil turbulensi aliran gas pada saat masuk *stage* berikutnya sehingga dapat memperkecil vibrasi.



Gambar 2.26 Return Channel [5]

8. *Diafragma*



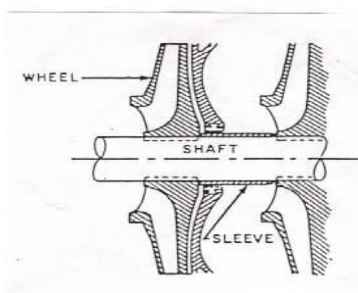
Gambar 2.27 Diafragma [5]

Merupakan bagian dalam kompresor yang berfungsi sebagai penyekat antara stage dan tempat kedudukan eye seal maupun interstage seal. Dengan pemasangan diafragma secara seri, maka akan terbentuk tiga bagian penting, yaitu *diffuser*, *return bend*, dan *return channel*.

b) Komponen Dinamis

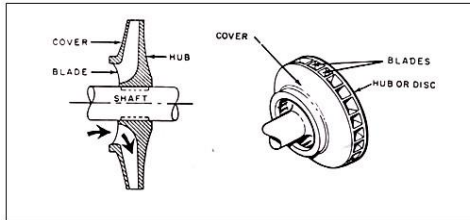
1. *Shaft and Shaft Sleeve*

Shaft atau poros transmisi digunakan untuk mendukung impeller dan meneruskan daya dari turbin gas ke impeller. Untuk penempatan impeller pada shaft digunakan pasak. Pada kompresor *multistage*, posisi pasak dibuat selang-seling agar seimbang. Sedangkan jarak antar stage dari impeller digunakanshaft sleeve yang berfungsi sebagai pelindung shaft terhadap korosi, erosi, abrasi dari alairan dan sifat gas, serta untuk penempatan *shaft seal* diantara stage impeller.



Gambar 2.28 Shaft and Shaft Sleeve [5]

2. *Impeller*



Gambar 2.29 Impeller [5]

Impleller berfungsi menaikkan tekanan dan menaikkan kecepatan tangensial gas dengan mekanisme perputaran sehingga menimbulkan gaya inersia pada gas. Hal ini menyebabkan gas mengalir dari *eye impeller* ke *discharge tip*. Karena adanya perubahan jari-jari pada sumbu putar antara tip sudu masuk dengan sudu keluar maka terjadi kenaikan energi kinetik.

3. *Bearing*

Merupakan bagian internal kompresor yang berfungsi untuk mendukung beban radial dan aksial yang berputar dengan tujuan memperkecil gesekan dan mencegah kerusakan pada komponen lainnya.

2.5.3 Proses Kompresi

Kompresi gas dapat dilakukan menurut tiga cara yaitu dengan proses isothermal, adiabatik, dan politropik. Adapun perilaku masing-masing proses ini dapat diuraikan sebagai berikut.

1. Proses Kompresi Isothermal

Bila suatu gas dikompresikan, maka berarti ada energi mekanik yang diberikan dari luar kepada gas. Energi ini diubah menjadi energi panas sehingga temperatur gas akan naik jika tekanan semakin tinggi. Namun, jika proses kompresi ini

dibarengi dengan pendinginan untuk mengeluarkan panas yang terjadi, temperatur dapat dijaga tetap. Kompresi secara ini disebut kompresi isothermal (temperatur tetap). Hubungan antara P dan v dapat diperoleh dari Pers. (2.1).

$$P \cdot V = m \cdot R \cdot T \quad (2.1)$$

[3]

Dimana :

P = tekanan mutlak Pascal (N/m^2)

V = volume (m^3)

m = Massa udara/Gas (kg)

T = temperatur mutlak ($^{\circ}K$) = $273 + T$ ($^{\circ}C$)

R = konstanta udara ($KJ/kg^{\circ}K$)

Apabila $v = V/m$ adalah volume spesifik (m^3/kg), maka persamaan diatas menjadi :

$$P \cdot v = R \cdot T \quad (2.2)$$

[3]

Untuk T = konstan persamaan tersebut menjadi

$$P \cdot v = \text{tetap} \quad (2.3)$$

[3]

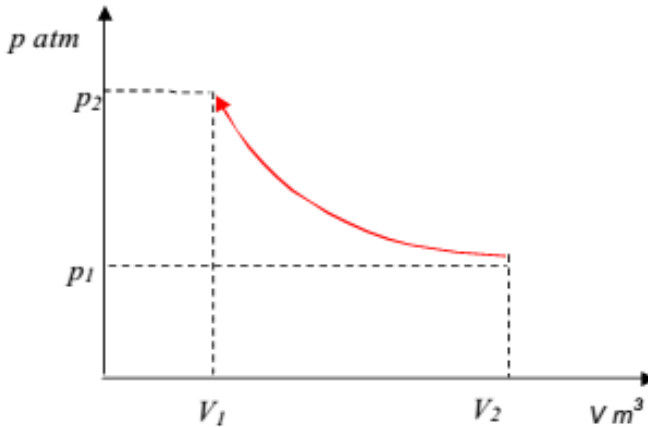
Persamaan ini dapat ditulis sebagai

$$P_1 v_1 = P_2 v_2 = \text{tetap} \quad (2.4)$$

[3]

Kompresi isothermal merupakan suatu proses yang sangat berguna dalam analisa teoritis, namun untuk perhitungan kompresor tidak banyak kegunaannya. Pada kompresor yang sesungguhnya, meskipun silinder didinginkan sepenuhnya, maka tidak mungkin menjaga temperatur udara yang tetap di dalam

silinder. Hal ini disebabkan oleh cepatnya proses kompresi (beberapa ratus sampai seribu kali per menit) di dalam silinder.



Gambar 2.30 Grafik proses kompresi isothermal [5]

2. Proses Kompresi Adiabatik

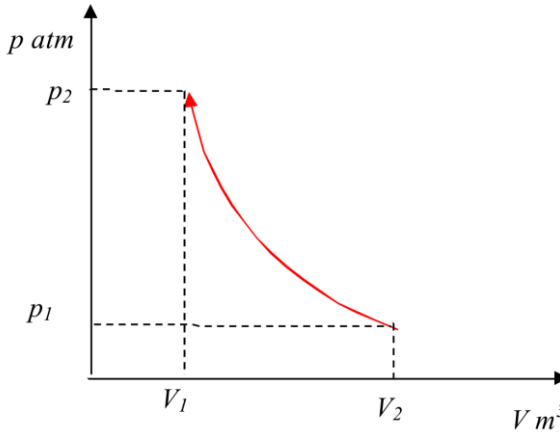
Jika silinder diisolasi secara sempurna terhadap panas, maka kompresi akan berlangsung tanpa ada panas yang keluar dari gas atau masuk ke dalam gas. Proses semacam ini disebut adiabatik. Dalam praktek, proses adiabatik tidak pernah terjadi secara sempurna karena isolasi terhadap silinder tidak pernah dapat sempurna pula. Namun proses adiabatik sering dipakai dalam kajian teoritis proses kompresi. Hubungan antara tekanan dan volume dalam proses adiabatik dapat dinyatakan dalam persamaan

$$P \cdot V^K = \text{tetap} \quad (2.5) \quad [4]$$

$$P_1 \cdot V_1^K = P_2 \cdot V_2^K = \text{tetap} \quad (2.6) \quad [4]$$

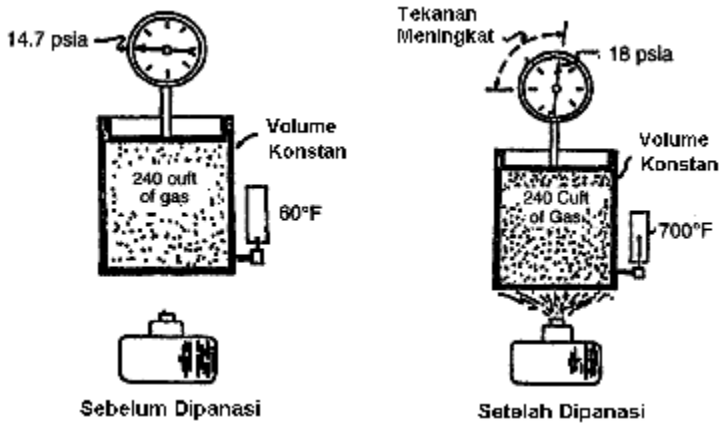
Dimana :

$$K = C_p C_v \quad (2.7) \\ [3]$$



Gambar 2.31 Grafik proses kompresi adiabatic [3]

Jika rumus ini dibandingkan dengan rumus kompresi isothermal dapat dilihat bahwa untuk pengecilan volume yang sama, kompresi adiabatik akan menghasilkan tekanan yang lebih tinggi dibanding proses isothermal. Sebagai contoh, jika volume diperkecil menjadi 1/2, maka tekanan pada kompresi adiabatik akan menjadi 2,64 kali lipat, sedangkan pada kompresi isothermal hanya menjadi 2 kali lipat. Karena tekanan yang dihasilkan oleh kompresi adiabatik lebih tinggi dari pada kompresi isothermal untuk pengecilan volume yang sama, maka kerja yang diperlukan pada kompresi adiabatik juga lebih besar.



Gambar 2.32 (a) dan (b) volume gas konstan yang mengalami kenaikan tekanan akibat dipanasi

3. Proses Kompresi Politropik

Kompresi pada kompresor yang sesungguhnya bukan merupakan proses isothermal, karena ada kenaikan temperatur, namun juga bukan proses adiabatik karena ada panas yang dipancarkan keluar. Jadi proses kompresi yang sesungguhnya, ada di antara keduanya dan disebut kompresi politropik. Hubungan antara P dan v pada proses politropik ini dapat dirumuskan sebagai:

$$P \cdot v^n = \text{tetap} \text{ atau } P_1 \cdot v_1^n = P_2 \cdot v_2^n = \text{tetap} \quad (2.8) \quad [4]$$

Di sini n disebut indeks politropik dan harganya terletak antara 1 (proses isothermal) dan k (proses adiabatik). Jadi: $1 < n < k$. Untuk kompresor biasa, n 35, 1 ~ 25. Dari rumus ini, dengan $n = 1,25$, pengecilan volume sebesar misalnya, akan menaikkan tekanan menjadi 2,38 kali lipat. Harga ini terletak antara 2,0 (untuk kompresi isothermal) dan 2,64 (untuk kompresi adiabatik).

2.5.4 Perubahan Temperatur

Pada waktu proses kompresi, temperatur gas dapat berubah tergantung pada jenis proses yang dialami. Untuk masing-masing proses, hubungan antara temperatur dan tekanan adalah sebagai berikut.

1. Proses Isothermal

Seperti telah disinggung di muka, dalam proses ini temperatur dijaga tetap sehingga tidak berubah.

2. Proses Adiabatik

Dalam kompresi adiabatik tidak ada panas yang dibuang keluar atau dimasukkan silinder, sehingga seluruh kerja mekanis yang diberikan dalam proses ini akan dipakai untuk menaikkan temperatur gas. Temperatur yang dicapai oleh gas yang keluar dari kompresor dalam proses adiabatik dapat diperoleh secara teoritis dari rumus berikut:

$$T_D = T_S \left(\frac{P_D}{P_S} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} \quad (2.9)$$

[4]

Dimana :

T_D = Temperatur mutlak gas keluar kompresor ($^{\circ}\text{K}$)

T_S = Temperatur isap gas masuk kompresor ($^{\circ}\text{K}$)

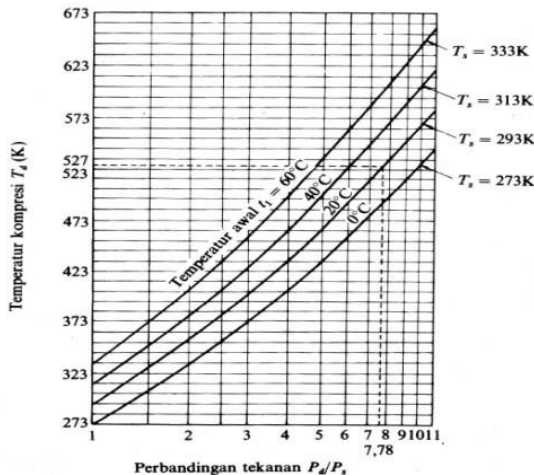
k = eksponen adiabatik

$r_p = \frac{P_D}{P_S}$ = rasio pressure.

Dengan kompresor, tekanan keluar P_D dapat dicapai dengan satu tingkat kompresi (pada kompresor satu tingkat) atau dengan beberapa tingkat kompresi (pada kompresor bertingkat banyak). Pada kompresor bolak-balik, untuk kompresi satu tingkat digunakan satu silinder, dan untuk kompresi bertingkat banyak digunakan beberapa silinder. Untuk kompresor 2 tingkat misalnya,

gas yang telah dikompresikan dan dikeluarkan dari silinder pertama, disalurkan lebih lanjut ke sisi isap silinder kedua, dikompresikan untuk kedua kalinya, lalu dikeluarkan. Pada kompresor 3-tingkat, gas yang keluar dari silinder kedua dimasukkan ke silinder ketiga lalu dikompresikan dan dikeluarkan. Cara kerja yang sama juga berlaku pada kompresor-kompresor dengan jumlah tingkat yang lebih banyak.

Kompresor bertingkat digunakan untuk memperoleh perbandingan tekanan P_d/P_s yang tinggi. Kompresi dengan perbandingan kompresi yang besar, jika dilakukan hanya dengan satu tingkat akan kurang efektif karena efisiensi volumetriknya menjadi rendah. Namun jika jumlah tingkat terlalu banyak, kerugian gesek menjadi terlalu besar dan harga kompresor menjadi mahal. Karena itu untuk tekanan sampai 7 atau 10 kgf/cm^2 kompresi dilakukan dalam 1 atau 2 tingkat, dan untuk tekanan sampai 60 kgf/cm^2 dilakukan dalam 3 tingkat.



Gambar 2.33 Perbandingan tekanan dan temperatur dalam kompresi adiabatik (untuk $m = 1$ dalam kompresi satu tingkat) [4]

3. Proses Politropik

Jika selama proses kompresi udara didinginkan, misalnya dengan memakai air pendingin untuk silinder, maka sebagian panas yang timbul akan dikeluarkan. Untuk menghitung temperatur kompresi dapat digunakan persamaan (2.9) di mana sebagai ganti k dipakai indeks politropik (n) yang harganya lebih rendah. Temperatur pada kompresor yang sesungguhnya, tergantung pada ukuran dan jenisnya, dan biasanya diusahakan serendah-rendahnya. Eksponen politropik dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{k-1}{k} = \frac{n-1}{n} \times \frac{1}{\eta_p} \quad (2.10)$$

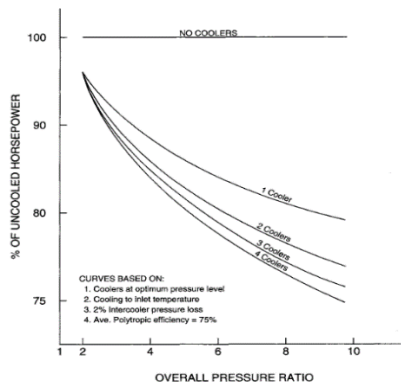
[3]

Dimana :

k = eksponen adiabatik

n = eksponen politropik

η_p = efisiensi politropik



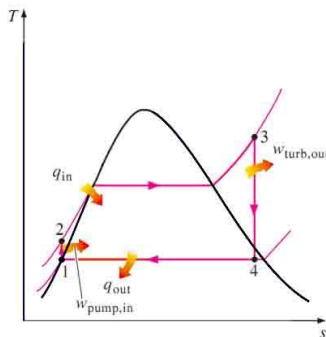
Gambar 2.34 Persentase dari uncooled horsepower dengan intercoolers [3]

2.6 Siklus Rankine Ideal

Siklus ideal yang mendasari siklus kerja dari suatu pembangkit daya uap adalah siklus Rankine. Siklus Rankine berbeda dengan siklus- siklus udara ditinjau dari fluida kerjanya yang mengalami perubahan fase selama siklus pada saat evaporasi dan kondensasi. Perbedaan lainnya secara termodinamika siklus uap dibandingkan dengan siklus gas adalah bahwa perpindahan kalor pada siklus uap dapat terjadi secara isothermal.

Proses perpindahan kalor yang sama dengan proses perpindahan kalor pada siklus Carnot dapat dicapai pada daerah uap basah dimana perubahan entalpi fluida kerja akan menghasilkan penguapan atau kondensasi, tetapi tidak pada perubahan temperatur. Temperatur hanya diatur oleh tekanan uap fluida.

Kerja pompa pada siklus Rankine untuk menaikkan tekanan fluida kerja dalam fase cair akan jauh lebih kecil dibandingkan dengan pemampatan untuk campuran uap dalam tekanan yang sama pada siklus Carnot. Siklus Rankine ideal dapat digambarkan dalam diagram T-S seperti pada gambar dibawah ini.



Gambar 2.35 Siklus Rankine Ideal [6]

Siklus Rankine ideal terdiri dari 4 tahapan proses :

- 1 - 2 Kompresi isentropik dengan pompa
- 2 - 3 Penambahan Panas dalam boiler secara isobar
- 3 - 4 Ekspansi isentropik pada turbin
- 4 -1 pelepasan panas pada kondenser secara isobar dan isothermal

Air masuk pompa pada kondisi 1 sebagai cairan jenuh (*saturated liquid*) dan dikompresi sampai tekanan operasi *boiler*. Temperatur air akan meningkat selama kompresi isentropik karena menurunnya volume spesifik air. Air memasuki *boiler* sebagai cairan terkompresi (*compressed liquid*) pada kondisi 2 dan akan menjadi uap *superheated* pada kondisi 3. Dimana panas diberikan oleh *boiler* ke air pada tekanan yang tetap. Boiler dan seluruh bagian yang menghasilkan steam ini disebut sebagai steam generator. Uap *superheated* pada kondisi 3 kemudian akan memasuki turbin untuk diekspansi secara isentropik dan akan menghasilkan kerja untuk memutar shaft yang terhubung dengan generator listrik sehingga dapat dihasilkan listrik. Tekanan dan mengasumsikan tidak ada perpindahan kalor disekitarnya, kesetimbangan laju massa dan energi adalah

$$(q - w) = (h_1 - h_2) + \left(\frac{v_1^2 - v_2^2}{2} \right) + g(z_1 - z_2) \quad (2.11)$$

[6]

temperatur dari steam akan turun selama proses ini menuju keadaan 4 dimana steam akan masuk kondenser dan biasanya sudah berupa uap jenuh. Steam ini akan dicairkan pada tekanan konstan didalam kondenser dan akan

meninggalkan kondenser sebagai cairan jenuh yang akan masuk pompa untuk melengkapi siklus ini.

1. Pompa

Kondensat cair yang meninggalkan kondenser pada kondisi 1 dipompa dari kondenser kedalam boiler sehingga tekanannya naik. Dengan menggunakan volume atur disekitar pompa dan mengansumsikan tidak ada perpindahan kalor disekitarnya, kesetimbangan laju massa dan energi adalah

$$(q - w) = (h_1 - h_2) + \left(\frac{v_1^2 - v_2^2}{2} \right) + g(z_1 - z_2) \quad (2.12)$$

[6]

atau

$$w_p = h_2 - h_1 \quad (2.13)$$

[6]

Dimana w_p adalah tenaga masuk per unit massa yang melalui pompa.

2. Boiler

Fluida kerja meninggalkan pompa pada kondisi 2 yang disebut air-pengisian, dipanaskan sampai jenuh dan diuapkan di dalam boiler. Dengan menggunakan volume atur yang melingkupi tabung boiler dan drum yang mengalirkan air-pengisian dan kondisi 2 ke kondisi 3, kesetimbangan laju massa dan energi menghasilkan

$$Q_{in} = h_3 - h_2 \quad (2.14)$$

[6]

Dimana q_{in} adalah laju perpindahan kalor dari sumber energi ke dalam fluida kerja per unit massa yang melalui boiler.

3. Turbin

Uap dari boiler pada kondisi 3, yang berada pada temperatur dan tekanan yang sudah dinaikkan, berekspansi melalui turbin untuk menghasilkan kerja dan kemudian dibuang ke kondenser pada kondisi 4 dengan tekanan yang relatif rendah. Dengan mengabaikan perpindahan kalor dengan sekelilingnya, kesetimbangan laju energi dan massa untuk volume atur di sekitar turbin pada kondisi lunak menjadi

$$w_t = h_3 - h_4 \quad (2.15)$$

[6]

Dimana \dot{m} menyatakan laju aliran massa dari fluida kerja, dan w_t adalah laju kerja yang dihasilkan per unit massa uap yang melalui turbin.

4. Kondenser

Dalam kondenser terjadi perpindahan kalor dari uap ke air pendingin yang mengalir dalam aliran yang terpisah. Uap terkondensasi dan temperatur air pendingin meningkat. Pada kondisi tunak, kesetimbangan laju massa dan energi untuk volume atur yang melingkupi bagian kondensasi dan penukar kalor adalah

$$Q_{out} = h_4 - h_1 \quad (2.16)$$

[6]

2.7 Effisiensi

1. Effisiensi Kompresor

$$\eta_{kompresor} = \frac{T_{2s} - T_1}{T_2 - T_1} \times 100\% \quad [6]$$

$$\eta_{kompresor} = \frac{h_{2s} - h_1}{h_2 - h_1} \times 100\% \quad [6]$$

2. Effisiensi Turbin

$$\eta_{turbin} = \frac{T_3 - T_4}{T_3 - T_{4s}} \times 100\% \quad [6]$$

$$\eta_{turbin} = \frac{h_3 - h_4}{h_3 - h_{4s}} \times 100\% \quad [6]$$

2.8 Pengertian Overhaul

definisi engine overhaul (rebuild) adalah suatu prosedur (pekerjaan / program) terorganisir yang dilakukan untuk mengembalikan performa engine ke nilai spesifikasi standar pabrik dan memberikan usia kedua dengan merekondisi komponen yang aus atau rusak mengacu pada petunjuk pemakaian ulang (Reusable Parts) komponen menurut standar pabrik.

Dari penjelasan diatas kesimpulannya adalah, bahwa engine overhaul adalah:

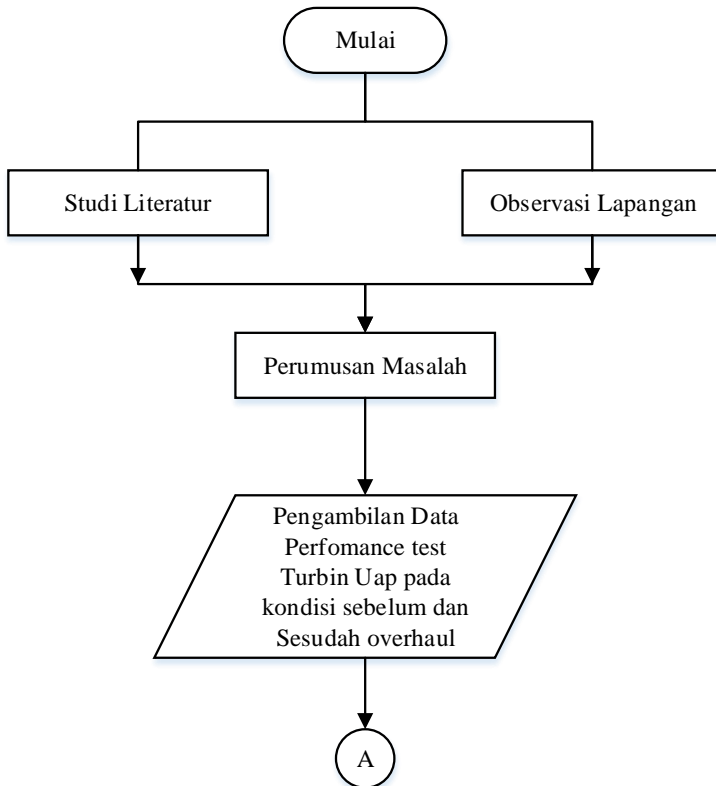
- Pekerjaan yang terorganisir (perlu adanya perencanaan yang baik)
- Bertujuan untuk mengembalikan performa engine kembali ke standar pabrik.
- Memberi usia kedua pada engine (menambah umur pemakaian engine)
- Penggantian atau pemakaian ulang komponen / parts mengacu pada petunjuk pemakaian ulang (Guiden for Reusable Parts) yang dikeluarkan oleh pabrik.

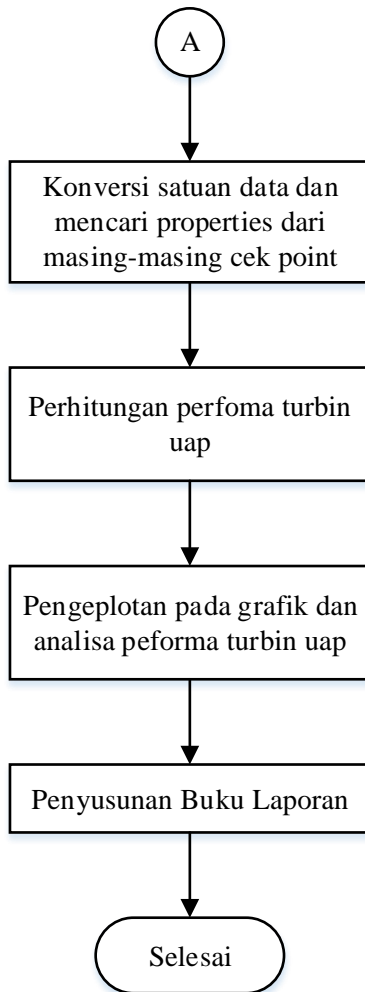
halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III METODOLOGI

3.1 Diagram Alir Penelitian

Dalam pengerjaan tugas akhir ini dilakukan dengan empat tahap Yang digambarkan dalam diagram alir berikut :





3.2 Penjelasan Diagram Alir Pengerjaan Tugas Akhir

Tugas akhir Analisis termodinamika perbandingan performa turbin uap 103 JT penggerak kompresor gas sintesis sebelum dan sesudah overhaul pabrik 1 produksi Amoniak PT. Petrokimia Gresik, dalam penyelesaian memiliki metode dan tahapan sebagai berikut :

3.2.1 Observasi Lapangan

Observasi dan identifikasi lapangan dilakukan pertama kali guna mengetahui permasalahan pokok yang nantinya mampu dipelajari dan dianalisis sebagai topik tugas akhir. Turbin uap adalah topik yang dianalisis pada tugas akhir ini dan analisis dilakukan pada unjuk kerja dan operasi turbin uap secara termodinamika.

3.2.2 Studi Literature

Setelah melakukan observasi dan identifikasi lapangan, topik selanjutnya dikaji ulang untuk memastikan bahwa topik relevan dijadikan penelitian tugas akhir. Studi literature merupakan pengkajian topik tugas akhir yang sebelumnya didapat dari observasi lapangan.

pengkajian ini meliputi studi pustaka yang berkaitan dengan turbin uap yang diperoleh dari berbagai sumber seperti Brown, Royce N. *Compression Selection and Sizing* dan Howard N. Shapiro, *Fundamental of Thermodynamics* oleh Claus Borgnake dan Richard E. Sonntag, dan beberapa sumber lain. Selain itu juga dikaji berdasarkan penelitian terdahulu.

3.2.3 Perumusan Masalah

Setelah melakukan observasi pada Pabrik 1 PT. Petrokimia Gresik dan melakukan berbagai studi literature, maka selanjutnya adalah merumuskan masalah dengan topik dan objek penelitian tugas akhir turbin uap 103 JT. Tugas akhir ini mengangkat masalah bagaimana perbandingan unjuk kerja turbin uap dan efisiensi turbin uap secara termodinamika pada saat sebelum dan sesudah overhaul.

3.2.4 Pengumpulan Data

Pada tahap ini, data dikumpulkan dari sumber informasi analisis unjuk kerja turbin uap 103 JT penggerak kompresor yang ada pada Pabrik 1 Produksi Amoniak PT. Petrokimia Gresik.

3.2.5 Konversi dan Perhitungan Properties

Pada tahap ini dilakukan konversi data-data yang telah dikumpulkan ke dalam satuan yang umum digunakan untuk mempermudah proses perhitungan. Selanjutnya dilakukan perhitungan secara termodinamika pada tiap titik (cek point) untuk mendapatkan data properties yang selanjutnya akan digunakan untuk menghitung unjuk kerja turbin uap pada sub bab selanjutnya.

3.2.6 Perhitungan Performa Turbin Uap

Setelah didapatkan data properties pada masing-masing titik. Maka selanjutnya adalah perhitungan performa turbin uap dengan menggunakan data properties. Perhitungan performa tersebut diantara lain kerja turbin uap, kerja kompresor, efisiensi turbin, dan efisiensi kompresor.

3.2.7 Pengeplotan pada Grafik dan Analisa

Setelah didapatkan performa turbin uap. Selanjutnya data-data tersebut disajikan dalam bentuk tabel dan grafik. Pengeplotan ini berguna untuk mempermudah pembacaan dan analisa perbandingan performa turbin uap pada saat sebelum dan sesudah overhaul.

3.2.8 Penyusunan Buku Laporan

Setelah itu dilakukan penyusunan buku tugas akhir mengenai topik yang telah diangkat.

halaman ini sengaja dikosongkan

BAB IV

ANALISA DAN PERHITUNGAN

Pada bab ini akan dijelaskan langkah-langkah perhitungan dan perbandingan performa turbin uap dan kompresor sebelum dan sesudah dilakukan overhaul, dengan menggunakan:

1. Data kerja dari Turbin uap 103 JT penggerak kompresor pabrik 1 produksi Amoniak PT Petrokimia Gresik
2. Perhitungan yang dilakukan menggunakan data dari sebelum dan sesudah dilakukan overhaul

4.1 Data Hasil Pengamatan

Setelah dilakukan pengamatan di *plant* didapatkan data dan blok diagram turbin uap 103 JT penggerak kompresor seperti pada lampiran.

4.2 Perhitungan Performa Turbin Uap 103JT Penggerak kompresor Gas Syntesis Produksi Amoniak PT. Petrokimia Gresik sebelum dan sesudah overhaul.

Pada sub bab ini akan dijabarkan cara perhitungan performa turbin uap 103 JT penggerak kompresor pabrik 1 produksi Amoniak PT Petrokimia Gresik. Data yang digunakan dalam contoh perhitungan adalah data operasi sebelum overhaul pada 18 Desember 2012 dan setelah overhaul pada 16 Januari 2013

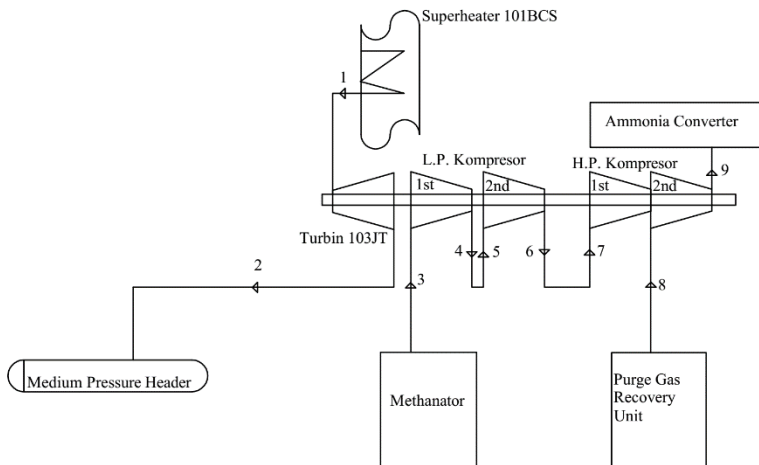
4.2.1 Perhitungan Properties Pada Tiap Titik

Untuk mempermudah dalam melakukan perhitungan, sebaiknya kita mengetahui properties di tiap-tiap titik pada skema turbin uap. Adapun skema turbin uap itu sendiri serta data pengoperasiannya adalah sebagai berikut:

Metode perhitungan didasarkan pada beberapa asumsi untuk menyederhanakan perhitungan, asumsi sebagai berikut:

1. Setiap komponen yang dianalisa dalam keadaan *steady state*

2. Proses yang terjadi pada turbin dan kompresor merupakan proses isentropik
3. Energi kinetik dan energi potensial diabaikan
4. Proses yang terjadi di dalam turbin gas tidak dijabarkan secara detail karena mengacu pada data operasi atau *performance test sheet* yang ada.
5. Fluida yang masuk kompresor gas sintesis adalah CH₄ (methana).
6. Perhitungan performa turbin uap didasarkan pada kalor yang masuk dan keluar pada sistem saja, tidak menghitung perpindahan panas yang terjadi pada setiap state yang ada di dalam turbin uap.



Gambar 4.1 Blok Diagram Aktual

Untuk properties yang diketahui pada saat sebelum overhaul bisa dilihat pada tabel di bawah ini. Dari tabel tersebut kita bisa mencari properties untuk setiap stage yang dibutuhkan dalam perhitungan performa turbin uap.

Tabel 4.1 Data Operasi sebelum overhaul 18 Desember 2012

Input	Value	Unit
Tekanan masuk turbin (P1)	118,97	Kg/cm ²
Temperatur masuk turbin (T1)	512,22	C
Mass flow masuk turbin (\dot{m}_1)	170,13	T/Hr
Tekanan keluar turbin (P2)	42,53	Kg/cm ²
Temperatur keluar turbin (T2)	393,27	C
Tekanan keluar turbin ideal (P2s)	42,2	Kg/cm ²
Tekanan masuk L.P. kompresor (P3) Stage 1	29,82	Kg/cm ²
Temperatur masuk L.P. kompresor (T3) Stage 1	6,39	C
Mass flow masuk L.P. kompresor (\dot{m}_3) Stage 1	53,83	T/Hr
Temperatur keluar L.P. kompresor (T4) Stage 1	83,88	C
Temperatur masuk L.P. kompresor (T5) Stage 2	83,88	C
Tekanan keluar L.P. kompresor (P6) Stage 2	95,08	Kg/cm ²
Temperatur keluar L.P. kompresor (T6) Stage 2	111,69	C
Mass flow keluar L.P. kompresor (\dot{m}_6) Stage 2	52,13	T/Hr
Tekanan masuk H.P. kompresor (P7) Stage 1	95,08	Kg/cm ²
Temperatur masuk H.P. kompresor (T7) Stage 1	7,34	C
Mass flow masuk H.P. kompresor (\dot{m}_7) Stage 1	55,78	T/Hr
Temperatur masuk H.P. kompresor (T8) Stage 2	31,36	C

Input	Value	Unit
Mass flow masuk H.P. kompresor (\dot{m}_8) Stage 2	156,83	T/Hr
Tekanan keluar H.P. kompresor (P9) Stage 2	163,88	Kg/cm ²
Temperatur keluar H.P. kompresor (P9) Stage 2	47,45	C
Mass flow keluar H.P. kompresor (\dot{m}_9) Stage 2	212,61	T/Hr

Tabel 4.2 Data Operasi sesudah overhaul 16 Januari 2013

Input	Value	Unit
Tekanan masuk turbin (P1)	120,55	Kg/cm ²
Temperatur masuk turbin (T1)	513,9	C
Mass flow masuk turbin (\dot{m}_1)	184,28	T/Hr
Tekanan keluar turbin (P2)	42,52	Kg/cm ²
Temperatur keluar turbin (T2)	377,6	C
Tekanan keluar turbin ideal (P2s)	42,2	Kg/cm ²
Tekanan masuk L.P. kompresor (P3) Stage 1	30,06	Kg/cm ²
Temperatur masuk L.P. kompresor (T3) Stage 1	33,46	C
Mass flow masuk L.P. kompresor (\dot{m}_3) Stage 1	59,21	T/Hr
Temperatur keluar L.P. kompresor (T4) Stage 1	93,24	C
Temperatur masuk L.P. kompresor (T5) Stage 2	93,24	C
Tekanan keluar L.P. kompresor (P6) Stage 2	98,35	Kg/cm ²
Temperatur keluar L.P. kompresor (T6) Stage 2	133,99	C

Input	Value	Unit
Mass flow keluar L.P. kompresor (\dot{m}_6) Stage 2	58,63	T/Hr
Tekanan masuk H.P. kompresor (P7) Stage 1	98,35	Kg/cm ²
Temperatur masuk H.P. kompresor (T7) Stage 1	7,5	C
Mass flow masuk H.P. kompresor (\dot{m}_7) Stage 1	61,07	T/Hr
Temperatur masuk H.P. kompresor (T8) Stage 2	32,83	C
Mass flow masuk H.P. kompresor (\dot{m}_8) Stage 2	170,19	T/Hr
Tekanan keluar H.P. kompresor (P9) Stage 2	180,36	Kg/cm ²
Temperatur Keluar H.P. kompresor (P9) Stage 2	51,05	C
Mass flow keluar H.P. kompresor (\dot{m}_9) Stage 2	231,26	T/Hr

Untuk mempermudah dalam perhitungan, maka dilakukan konversi terlebih dahulu ke dalam suatu baku *metric units*, sebagai berikut:

Tabel 4.3 Data Operasi sebelum overhaul 18 Desember 2012
(Konversi)

Input	Value	Unit
Tekanan masuk turbin (P1)	116,67	bar
Temperatur masuk turbin (T1)	512,22	C
Mass flow masuk turbin (\dot{m}_1)	47,26	Kg/s
Tekanan keluar turbin (P2)	41,7	bar
Temperatur keluar turbin (T2)	393,27	C
Tekanan keluar turbin ideal (P2s)	41,384	bar

Input	Value	Unit
Tekanan masuk L.P. kompresor (P3) Stage 1	29,24	bar
Temperatur masuk L.P. kompresor (T3) Stage 1	279,39	K
Mass flow masuk L.P. kompresor (\dot{m} 3) Stage 1	14,83	kg/s
Temperatur keluar L.P. kompresor (T4) Stage 1	356,88	K
Temperatur masuk L.P. kompresor (T5) Stage 2	356,88	K
Tekanan keluar L.P. kompresor (P6) Stage 2	93,24	bar
Temperatur keluar L.P. kompresor (T6) Stage 2	384,69	K
Mass flow keluar L.P. kompresor (\dot{m} 6) Stage 2	14,48	kg/s
Tekanan masuk H.P. kompresor (P7) Stage 1	93,24	bar
Temperatur masuk H.P. kompresor (T7) Stage 1	280,34	K
Mass flow masuk H.P. kompresor (\dot{m} 7) Stage 1	15,49	kg/s
Temperatur masuk H.P. kompresor (T8) Stage 2	304,36	K
Mass flow masuk H.P. kompresor (\dot{m} 8) Stage 2	43,56	kg/s
Tekanan keluar H.P. kompresor (P9) Stage 2	160,7	bar
Temperatur keluar H.P. kompresor (P9) Stage 2	320,45	K
Mass flow keluar H.P. kompresor (\dot{m} 9) Stage 2	59,06	kg/s

Tabel 4.4 Data Operasi sesudah overhaul 16 Januari 2013
(Konversi)

Input	Value	Unit
Tekanan masuk turbin (P1)	118,22	bar
Temperatur masuk turbin (T1)	513,9	C
Mass flow masuk turbin (\dot{m}_1)	51,2	Kg/s
Tekanan keluar turbin (P2)	41,7	bar
Temperatur keluar turbin (T2)	377,6	C
Tekanan keluar turbin ideal (P2s)	41,384	bar
Tekanan masuk L.P. kompresor (P3) Stage 1	29,48	bar
Temperatur masuk L.P. kompresor (T3) Stage 1	306,46	K
Mass flow masuk L.P. kompresor (\dot{m}_3) Stage 1	16,45	kg/s
Temperatur keluar L.P. kompresor (T4) Stage 1	366,24	K
Temperatur masuk L.P. kompresor (T5) Stage 2	366,24	K
Tekanan keluar L.P. kompresor (P6) Stage 2	96,45	bar
Temperatur keluar L.P. kompresor (T6) Stage 2	406,99	K
Mass flow keluar L.P. kompresor (\dot{m}_6) Stage 2	16,27	kg/s
Tekanan masuk H.P. kompresor (P7) Stage 1	96,45	bar
Temperatur masuk H.P. kompresor (T7) Stage 1	280,5	K
Mass flow masuk H.P. kompresor (\dot{m}_7) Stage 1	16,96	kg/s

Input	Value	Unit
Temperatur masuk H.P. kompresor (T8) Stage 2	305,83	K
Mass flow masuk H.P. kompresor (\dot{m} 8) Stage 2	47,275	kg/s
Tekanan keluar H.P. kompresor (P9) Stage 2	176,87	bar
Temperatur keluar H.P. kompresor (P9) Stage 2	324,05	K
Mass flow keluar H.P. kompresor (\dot{m} 9) Stage 2	64,24	kg/s

Sebelum Overhaul

a. State 1

Pada titik ini uap dari superheater menuju turbin uap 103JT. Dari tabel operasi, didapatkan data yaitu:

$$T_1 = 512,22^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 116,67 \text{ bar}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita menggunakan tabel termodinamika dari “Fundamental of Engineering Thermodynamics” 5th edition karangan Michael J. Moran dan Howard N. Saphiro pada bagian tabel A-4 *properties of Superheated Water Vapor*. (terdapat pada lampiran).

Besar enthalpy dan entropi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$h_1 = \frac{(h_{atas} - h_{bawah})}{(T_{atas} - T_{bawah})} \times (T_1 - T_{bawah}) + h_{bawah}$$

$$h_1 = \frac{\left(3298,1 \frac{kJ}{kg} - 3405,6 \frac{kJ}{kg}\right)}{(480^\circ\text{C} - 520^\circ\text{C})} \times (512,22^\circ\text{C} - 520^\circ\text{C}) + 3405,6 \frac{kJ}{kg}$$

$$h_1 = 3384,7 \frac{kJ}{kg}$$

Besar entropi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi

$$s_1 = \frac{(s_{atas} - s_{bawah})}{(T_{atas} - T_{bawah})} \times (T_1 - T_{bawah}) + s_{bawah}$$

$$s_1 = \frac{\left(6,434 \frac{kJ}{kg \cdot K} - 6,5733 \frac{kJ}{kg \cdot K}\right)}{(480^\circ C - 520^\circ C)} \times (512,22^\circ C - 520^\circ C) + 6,5733 \frac{kJ}{kg \cdot K}$$

$$s_1 = 6,5462 \frac{kJ}{kg \cdot K}$$

b. State 2

Pada titik ini uap keluar dari Turbin uap 103JT menuju Medium Pressure Header . Dari tabel operasi, didapatkan data yaitu:

$$T_2 = 393,27^\circ C$$

$$P_2 = 41,7 \text{ bar}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita menggunakan tabel termodinamika dari “Fundamental of Engineering Thermodynamics” 5th edition karangan Michael J. Moran dan Howard N. Saphiro pada bagian tabel A-4 *properties of Superheated Water Vapor*. (terdapat pada lampiran).

Besar enthalpy didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$h_2 = \frac{(h_{atas} - h_{bawah})}{(T_{atas} - T_{bawah})} \times (T_2 - T_{bawah}) + h_{bawah}$$

$$h_2 = \frac{\left(3113,28 \frac{kJ}{kg} - 3210,5 \frac{kJ}{kg}\right)}{(360^\circ C - 400^\circ C)} \times (393,27^\circ C - 400^\circ C) + 3210,5 \frac{kJ}{kg}$$

$$h_2 = 3194,14 \frac{kJ}{kg}$$

c. State 2s

Pada titik ini uap keluar dari Turbin uap 103JT menuju Medium Pressure Header dan berlangsung proses ekspansi isentropik :

$$S_{2s} = S_1 = 6,5462 \frac{kJ}{kg \cdot K}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita menggunakan tabel termodinamika dari “Fundamental of Engineering Thermodynamics” 5th edition karangan Michael J. Moran dan Howard N. Saphiro pada bagian tabel A-4 *properties of Superheated Water Vapor*. (terdapat pada lampiran).

Besar temperature dan enthalpy didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$T_{2s} = \frac{(T_{atas} - T_{bawah})}{(s_{atas} - s_{bawah})} \times (s_{2s} - s_{bawah}) + T_{bawah}$$

$$T_{2s} = \frac{(320^\circ C - 360^\circ C)}{(6,4322 \frac{kJ}{kg \cdot K} - 6,6008 \frac{kJ}{kg \cdot K})} \times \left(6,5462 \frac{kJ}{kg \cdot K} - 6,008 \frac{kJ}{kg \cdot K}\right) + 360^\circ C$$

$$T_{2s} = 347,038^\circ C$$

$$h_{2s} = \frac{(h_{atas} - h_{bawah})}{(s_{atas} - s_{bawah})} \times (s_{2s} - s_{bawah}) + h_{bawah}$$

$$h_{2s} = \frac{(3010,52 \frac{kJ}{kg} - 3113,28 \frac{kJ}{kg})}{(6,4322 \frac{kJ}{kg \cdot K} - 6,6008 \frac{kJ}{kg \cdot K})} \times \left(6,5462 \frac{kJ}{kg \cdot K} - 6,008 \frac{kJ}{kg \cdot K}\right) + 3113,28 \frac{kJ}{kg}$$

$$h_{2s} = 3079,98 \frac{kJ}{kg}$$

d. State 3

Pada state ini gas metana dihasilkan dari methanator menuju Low Pressure kompresor synth gas stage 1. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_3 = 279,39 \text{ K}$$

$$P_3 = 29,4 \text{ bar}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar Cp dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$Cp_3 = \frac{\left(2,191 \frac{kJ}{kg K} - 2,226 \frac{kJ}{kg K}\right)}{(360K - 400K)} \times (279,39 K - 300 K) + 2,226 \frac{kJ}{kg K}$$

$$Cp_3 = 2,197 \frac{kJ}{kg K}$$

$$h_3 = Cp_3 \times T_3$$

$$h_3 = 2,197 \frac{kJ}{kg K} \times 279,39 K$$

$$h_3 = 613,82 \frac{kJ}{kg}$$

e. State 4

Pada state ini gas metana keluar Low Pressure kompresor synth gas stage 1 menuju Low pressure kompresor synth gas stage 2. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_4 = 356,88 K$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar Cp dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$Cp_4 = \frac{\left(2,365 \frac{kJ}{kg K} - 2,442 \frac{kJ}{kg K}\right)}{(350K - 375K)} \times (356,88 K - 375K) + 2,442 \frac{kJ}{kg K}$$

$$Cp_4 = 2,386 \frac{kJ}{kg K}$$

$$h_4 = Cp_4 \times T_4$$

$$h_4 = 2,386 \frac{kJ}{kg K} \times 356,88 K$$

$$h_4 = 851,51 \frac{kJ}{kg}$$

f. State 5

Pada state ini gas metana masuk Low pressure kompresor synth gas stage 2. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_5 = 356,88 \text{ K}$$

Karena Temperatur sama dengan State 5 maka :

$$h_5 = h_4 = 851,5 \frac{kJ}{kg}$$

g. State 6

Pada state ini gas metana keluar Low Pressure kompresor synth gas stage 2 menuju High pressure kompresor synth gas stage 1. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_6 = 384,69 \text{ K}$$

$$P_6 = 93,24 \text{ bar}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar Cp dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$Cp_6 = \frac{\left(2,442 \frac{kJ}{kg \text{ K}} - 2,525 \frac{kJ}{kg \text{ K}}\right)}{(375 \text{ K} - 400 \text{ K})} \times (384,69 \text{ K} - 400 \text{ K}) + 2,525 \frac{kJ}{kg \text{ K}}$$

$$Cp_6 = 2,474 \frac{kJ}{kg \text{ K}}$$

$$h_6 = Cp_6 \times T_6$$

$$h_6 = 2,474 \frac{kJ}{kg \text{ K}} \times 384,69 \text{ K}$$

$$h_6 = 951,723 \frac{kJ}{kg}$$

h. State 6s

Karena pada state 6 titik dimana gas metana keluar dari Low Pressure kompresor synth gas dan berlangsung proses kompresi isentropik :

Untuk k metana dari *Engineering Toolbox* (terdapat pada lampiran) = 1,31

$$\frac{T_{6s}}{T_3} = \left(\frac{P_6}{P_3}\right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{6s} = T_3 \left(\frac{P_6}{P_3}\right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{6s} = 279,39 \text{ K} \left(\frac{93,24 \text{ bar}}{29,4 \text{ bar}}\right)^{\frac{1,31-1}{1,31}}$$

$$T_{6s} = 279,39 \text{ K} \times 1,314$$

$$T_{6s} = 367,19 \text{ K}$$

$$Cp_{6s} = \frac{\left(2,365 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} - 2,442 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}\right)}{(350\text{K} - 375\text{K})} \times (367,19 \text{ K} - 375\text{K}) + 2,442 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

$$Cp_{6s} = 2,418 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

$$h_{6s} = Cp_{6s} \times T_{6s}$$

$$h_{6s} = 2,418 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \times 367,19 \text{ K}$$

$$h_{6s} = 887,865 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

i. State 7

Pada state ini gas metana masuk High Pressure kompresor synth gas stage 1. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_7 = 280,34 \text{ K}$$

$$P_7 = 93,24 \text{ bar}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar Cp dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$Cp_7 = \frac{\left(2,191 \frac{kJ}{kg K} - 2,226 \frac{kJ}{kg K}\right)}{(275K - 300K)} \times (280,34 K - 300 K) + 2,226 \frac{kJ}{kg K}$$

$$Cp_7 = 2,198 \frac{kJ}{kg K}$$

$$h_7 = Cp_7 \times T_7$$

$$h_7 = 2,198 \frac{kJ}{kg K} \times 280,34 K$$

$$h_7 = 616,19 \frac{kJ}{kg}$$

j. State 8

Pada state ini gas metana masuk High Pressure kompresor synth gas stage 2. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_8 = 304,36 K$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar Cp dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$Cp_8 = \frac{\left(2,226 \frac{kJ}{kg K} - 2,293 \frac{kJ}{kg K}\right)}{(300K - 325K)} \times (304,36 K - 325 K) + 2,293 \frac{kJ}{kg K}$$

$$Cp_8 = 2,237 \frac{kJ}{kg K}$$

$$h_8 = Cp_8 \times T_8$$

$$h_8 = 2,237 \frac{kJ}{kg K} \times 304,36 K$$

$$h_8 = 680,85 \frac{kJ}{kg}$$

j. State 9

Pada state ini gas metana keluar High Pressure kompresor synth gas stage 2. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_9 = 320,45 \text{ K}$$

$$P_9 = 160,7 \text{ bar}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar Cp dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$Cp_9 = \frac{\left(2,226 \frac{kJ}{kg \text{ K}} - 2,293 \frac{kJ}{kg \text{ K}}\right)}{(300K - 325K)} \times (320,45 \text{ K} - 325 \text{ K}) + 2,293 \frac{kJ}{kg \text{ K}}$$

$$Cp_9 = 2,280 \frac{kJ}{kg \text{ K}}$$

$$h_9 = Cp_9 \times T_9$$

$$h_9 = 2,280 \frac{kJ}{kg \text{ K}} \times 320,45 \text{ K}$$

$$h_9 = 730,626 \frac{kJ}{kg}$$

k. State 9s

Karena pada state 9 titik dimana gas metana keluar dari High Pressure kompresor synth gas dan berlangsung proses kompresi isentropik :

Untuk *k metana dari Engineering Toolbox* (terdapat pada lampiran) = 1,31

$$\frac{T_{9s}}{T_9} = \left(\frac{P_9}{P_7}\right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{9s} = T_7 \left(\frac{P_9}{P_7} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{9s} = 280,34 \text{ K} \left(\frac{160,7 \text{ bar}}{93,24 \text{ bar}} \right)^{\frac{1,31-1}{1,31}}$$

$$T_{9s} = 280,34 \text{ K} \times 1,138$$

$$T_{9s} = 319,02 \text{ K}$$

$$Cp_{9s} = \frac{(2,226 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} - 2,293 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}})}{(300\text{K} - 325\text{K})} \times (319,02 \text{ K} - 325 \text{ K}) + 2,293 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

$$Cp_{9s} = 2,277 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

$$h_{9s} = Cp_{9s} \times T_{9s}$$

$$h_{9s} = 2,277 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \times 319,02 \text{ K}$$

$$h_{9s} = 726,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Sesudah Overhaul

a. State 1

Pada titik ini uap dari superheater menuju turbin uap 103JT. Dari tabel operasi, didapatkan data yaitu:

$$T_1 = 513,9 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P_1 = 118,22 \text{ bar}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita menggunakan tabel termodinamika dari “Fundamental of Engineering Thermodynamics” 5th edition karangan Michael J. Moran dan Howard N. Saphiro pada bagian tabel A-4 *properties of Superheated Water Vapor*. (terdapat pada lampiran).

Besar enthalpy didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$h_1 = \frac{(h_{atas} - h_{bawah})}{(T_{atas} - T_{bawah})} \times (T_1 - T_{bawah}) + h_{bawah}$$

$$h_1 = \frac{(3295,98 \frac{kJ}{kg} - 3403,87 \frac{kJ}{kg})}{(480^\circ\text{C} - 520^\circ\text{C})} \times (513,9^\circ\text{C} - 520^\circ\text{C}) + 3403,87 \frac{kJ}{kg}$$

$$h_1 = 3387,42 \frac{kJ}{kg}$$

Besar entropi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi

$$s_1 = \frac{(s_{atas} - s_{bawah})}{(T_{atas} - T_{bawah})} \times (T_1 - T_{bawah}) + s_{bawah}$$

$$s_1 = \frac{(6,434 \frac{kJ}{kg \cdot K} - 6,5733 \frac{kJ}{kg \cdot K})}{(480^\circ\text{C} - 520^\circ\text{C})} \times (513,9^\circ\text{C} - 520^\circ\text{C}) + 6,5733 \frac{kJ}{kg \cdot K}$$

$$s_1 = 6,552 \frac{kJ}{kg \cdot K}$$

b. State 2

Pada titik ini uap keluar dari Turbin uap 103JT menuju Medium Pressure Header . Dari tabel operasi, didapatkan data yaitu:

$$T_2 = 377,6^\circ\text{C}$$

$$P_2 = 41,7 \text{ bar}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita menggunakan tabel termodinamika dari “Fundamental of Engineering Thermodynamics” 5th edition karangan Michael J. Moran dan Howard N. Saphiro pada bagian tabel A-4 *properties of Superheated Water Vapor*. (terdapat pada lampiran).

Besar enthalpy didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$h_2 = \frac{(h_{atas} - h_{bawah})}{(T_{atas} - T_{bawah})} \times (T_2 - T_{bawah}) + h_{bawah}$$

$$h_2 = \frac{(3113,28 \frac{kJ}{kg} - 3210,5 \frac{kJ}{kg})}{(360^\circ\text{C} - 400^\circ\text{C})} \times (377,16^\circ\text{C} - 400^\circ\text{C}) + 3210,5 \frac{kJ}{kg}$$

$$h_2 = 3156,1 \frac{kJ}{kg}$$

c. State 2s

Pada titik ini uap keluar dari Turbin uap 103JT menuju Medium Pressure Header dan berlangsung proses ekspansi isentropik :

$$S_{2s} = S_1 = 6,552 \frac{kJ}{kg \cdot K}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita menggunakan tabel termodinamika dari “Fundamental of Engineering Thermodynamics” 5th edition karangan Michael J. Moran dan Howard N. Saphiro pada bagian tabel A-4 *properties of Superheated Water Vapor*. (terdapat pada lampiran).

Besar temperature dan enthalpy didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$T_{2s} = \frac{(T_{atas} - T_{bawah})}{(s_{atas} - s_{bawah})} \times (s_{2s} - s_{bawah}) + T_{bawah}$$

$$T_{2s} = \frac{(320^{\circ}C - 360^{\circ}C)}{(6,4322 \frac{kJ}{kg \cdot K} - 6,6008 \frac{kJ}{kg \cdot K})} \times \left(6,552 \frac{kJ}{kg \cdot K} - 6,008 \frac{kJ}{kg \cdot K}\right) + 360^{\circ}C$$

$$T_{2s} = 348,415^{\circ}C$$

$$h_{2s} = \frac{(h_{atas} - h_{bawah})}{(s_{atas} - s_{bawah})} \times (s_{2s} - s_{bawah}) + h_{bawah}$$

$$h_{2s} = \frac{(3010,52 \frac{kJ}{kg} - 3113,28 \frac{kJ}{kg})}{(6,4322 \frac{kJ}{kg \cdot K} - 6,6008 \frac{kJ}{kg \cdot K})} \times \left(6,552 \frac{kJ}{kg \cdot K} - 6,008 \frac{kJ}{kg \cdot K}\right) + 3113,28 \frac{kJ}{kg}$$

$$h_{2s} = 3083,519 \frac{kJ}{kg}$$

d. State 3

Pada state ini gas metana dihasilkan dari methanator menuju Low Pressure kompresor synth gas stage 1. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_3 = 306,46 \text{ K}$$

$$P_3 = 29,48 \text{ bar}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar Cp dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$Cp_3 = \frac{\left(2,226 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} - 2,293 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}\right)}{(300\text{K} - 325\text{K})} \times (306,46 \text{ K} - 325 \text{ K}) + 2,293 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

$$Cp_3 = 2,243 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

$$h_3 = Cp_3 \times T_3$$

$$h_3 = 2,243 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \times 306,46 \text{ K}$$

$$h_3 = 687,39 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

e. State 4

Pada state ini gas metana keluar Low Pressure kompresor synth gas stage 1 menuju Low pressure kompresor synth gas stage 2. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_4 = 366,24 \text{ K}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar Cp dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$Cp_4 = \frac{\left(2,365 \frac{kJ}{kg K} - 2,442 \frac{kJ}{kg K}\right)}{(350K - 375K)} \times (366,24 K - 375K) + 2,442 \frac{kJ}{kg K}$$

$$Cp_4 = 2,415 \frac{kJ}{kg K}$$

$$h_4 = Cp_4 \times T_4$$

$$h_4 = 2,415 \frac{kJ}{kg K} \times 356,24 K$$

$$h_4 = 884,47 \frac{kJ}{kg}$$

f. State 5

Pada state ini gas metana masuk Low pressure kompresor synth gas stage 2. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_5 = 366,24 K$$

Karena Temperatur sama dengan State 5 maka :

$$h_5 = h_4 = 884,47 \frac{kJ}{kg}$$

g. State 6

Pada state ini gas metana keluar Low Pressure kompresor synth gas stage 2 menuju High pressure kompresor synth gas stage 1. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_6 = 406,99 K$$

$$P_6 = 96,45 bar$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar Cp dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$Cp_6 = \frac{(2,525 \frac{kJ}{kg K} - 2,703 \frac{kJ}{kg K})}{(400K - 450K)} \times (406,99 K - 450 K) + 2,703 \frac{kJ}{kg K}$$

$$Cp_6 = 2,55 \frac{kJ}{kg K}$$

$$h_6 = Cp_6 \times T_6$$

$$h_6 = 2,55 \frac{kJ}{kg K} \times 406,99 K$$

$$h_6 = 1037,824 \frac{kJ}{kg}$$

h. State 6s

Karena pada state 6 titik dimana gas metana keluar dari Low Pressure kompresor synth gas dan berlangsung proses kompresi isentropik :

Untuk k metana dari *Engineering Toolbox* (terdapat pada lampiran) = 1,31

$$\frac{T_{6s}}{T_3} = \left(\frac{P_6}{P_3} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{6s} = T_3 \left(\frac{P_6}{P_3} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{6s} = 306,46 K \left(\frac{96,45 bar}{29,48 bar} \right)^{\frac{1,31-1}{1,31}}$$

$$T_{6s} = 306,46 K \times 1,324$$

$$T_{6s} = 405,753 K$$

$$Cp_{6s} = \frac{(2,525 \frac{kJ}{kg K} - 2,703 \frac{kJ}{kg K})}{(400K - 450K)} \times (405,753K - 450K) + 2,703 \frac{kJ}{kg K}$$

$$Cp_{6s} = 2,545 \frac{kJ}{kg K}$$

$$h_6 = Cp_6 \times T_6$$

$$h_6 = 2,545 \frac{kJ}{kg K} \times 405,753 K$$

$$h_6 = 1032,64 \frac{kJ}{kg}$$

i. State 7

Pada state ini gas metana masuk High Pressure kompresor synth gas stage 1. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_7 = 280,5 \text{ K}$$

$$P_7 = 96,45 \text{ bar}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar Cp dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$Cp_7 = \frac{\left(2,191 \frac{kJ}{kg \text{ K}} - 2,226 \frac{kJ}{kg \text{ K}}\right)}{(275 \text{ K} - 300 \text{ K})} \times (280,5 \text{ K} - 300 \text{ K}) + 2,226 \frac{kJ}{kg \text{ K}}$$

$$Cp_7 = 2,2 \frac{kJ}{kg \text{ K}}$$

$$h_7 = Cp_7 \times T_7$$

$$h_7 = 2,2 \frac{kJ}{kg \text{ K}} \times 280,5 \text{ K}$$

$$h_7 = 617,1 \frac{kJ}{kg}$$

j. State 8

Pada state ini gas metana masuk High Pressure kompresor synth gas stage 2. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_8 = 305,83 \text{ K}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar C_p dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$C_{p8} = \frac{\left(2,226 \frac{kJ}{kg K} - 2,293 \frac{kJ}{kg K}\right)}{(300K - 325K)} \times (305,83 K - 325 K) + 2,293 \frac{kJ}{kg K}$$

$$C_{p8} = 2,24 \frac{kJ}{kg K}$$

$$h_8 = C_{p8} \times T_8$$

$$h_8 = 2,24 \frac{kJ}{kg K} \times 305,83 K$$

$$h_8 = 685,06 \frac{kJ}{kg}$$

k. State 9

Pada state ini gas metana keluar High Pressure kompresor synth gas stage 2. Dari tabel operasi didapatkan yaitu :

$$T_9 = 324,05 K$$

$$P_9 = 176,87 \text{ bar}$$

Untuk mencari entalpi fluida kita mencari specific heat yang diambil dari Engineering Toolbox bagian tabel *Specific heat of Methane Gas-CH₄*. (terdapat pada lampiran).

Besar C_p dan entalpi didapatkan dengan menggunakan proses interpolasi:

$$C_{p9} = \frac{\left(2,226 \frac{kJ}{kg K} - 2,293 \frac{kJ}{kg K}\right)}{(300K - 325K)} \times (324,05 K - 325 K) + 2,293 \frac{kJ}{kg K}$$

$$C_{p9} = 2,29 \frac{kJ}{kg K}$$

$$h_9 = C_{p9} \times T_9$$

$$h_9 = 2,29 \frac{kJ}{kg K} \times 324,05 K$$

$$h_9 = 742,074 \frac{kJ}{kg}$$

h. State 9s

Karena pada state 9 titik dimana gas metana keluar dari High Pressure kompresor synth gas dan berlangsung proses kompresi isentropik :

Untuk k metana dari *Engineering Toolbox* (terdapat pada lampiran) = 1,31

$$\frac{T_{9s}}{T_7} = \left(\frac{P_9}{P_7} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{9s} = T_7 \left(\frac{P_9}{P_7} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{9s} = 280,5 \text{ K} \left(\frac{176,87 \text{ bar}}{96,45 \text{ bar}} \right)^{\frac{1,31-1}{1,31}}$$

$$T_{9s} = 280,5 \text{ K} \times 1,154$$

$$T_{9s} = 323.697 \text{ K}$$

$$Cp_{9s} = \frac{\left(2,226 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} - 2,293 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right)}{(300 \text{ K} - 325 \text{ K})} \times (323.697 \text{ K} - 325 \text{ K}) + 2,293 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

$$Cp_{9s} = 2,289 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

$$h_{9s} = Cp_{9s} \times T_{9s}$$

$$h_{9s} = 2,289 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \times 323.697 \text{ K}$$

$$h_{9s} = 740.91 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

4.2.2 Perhitungan Performa Turbin Uap

a. Perhitungan Kerja yang Dibutuhkan Kompresor Sebelum Overhaul

$$\dot{W}_{\text{kompresor 1}} = \dot{m}_3 \times (h_4 - h_3)$$

$$\dot{W}_{\text{kompresor 1}} = 14,83 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \left(851,51 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 613,82 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 1} = 3524,94 \frac{kJ}{s}$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 2} = \dot{m}_6 \times (h_6 - h_5)$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 2} = 14,48 \frac{kg}{s} \left(951,51 \frac{kJ}{kg} - 851,51 \frac{kJ}{kg} \right)$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 2} = 1448 \frac{kJ}{s}$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 3} = \dot{m}_9 \times h_9 - \dot{m}_7 \times h_7 - \dot{m}_8 \times h_8$$

$$\begin{aligned} \dot{W}_{kompresor\ 3} &= 59,06 \frac{kg}{s} \times 730,626 \frac{kJ}{kg} - 15,49 \frac{kg}{s} \\ &\quad \times 616,19 \frac{kJ}{kg} - 43,56 \frac{kg}{s} \times 680,85 \frac{kJ}{kg} \end{aligned}$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 3} = 3948,16 \frac{kJ}{s}$$

$$\begin{aligned} \dot{W}_{kompresor\ total} &= \dot{W}_{kompresor\ 1} + \dot{W}_{kompresor\ 2} + \dot{W}_{kompresor\ 3} \\ &= 3524,94 \frac{kJ}{s} + 1448 \frac{kJ}{s} + 3948,16 \frac{kJ}{s} \\ &= 8921,1 \frac{kJ}{s} \end{aligned}$$

Sesudah Overhaul

$$\dot{W}_{kompresor\ 1} = \dot{m}_3 \times (h_4 - h_3)$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 1} = 16,45 \frac{kg}{s} \left(884,47 \frac{kJ}{kg} - 687,39 \frac{kJ}{kg} \right)$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 1} = 3241,966 \frac{kJ}{s}$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 2} = \dot{m}_6 \times (h_6 - h_5)$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 2} = 16,268 \frac{kg}{s} \left(1037,824 \frac{kJ}{kg} - 884,47 \frac{kJ}{kg} \right)$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 2} = 2494,77 \frac{kJ}{s}$$

$$\dot{W}_{kompresor\ 3} = \dot{m}_9 \times h_9 - \dot{m}_7 \times h_7 - \dot{m}_8 \times h_8$$

$$\begin{aligned}
&= 64,24 \frac{kg}{s} \times 742,074 \frac{kJ}{kg} - 16,96 \frac{kg}{s} \times 617,1 \frac{kJ}{kg} \\
&\quad - 47,275 \frac{kg}{s} \times 685,06 \frac{kJ}{kg} \\
\dot{W}_{kompresor\ 3} &= 4818,6 \frac{kJ}{s} \\
\dot{W}_{kompresor\ total} &= \dot{W}_{kompresor\ 1} + \dot{W}_{kompresor\ 2} + \dot{W}_{kompresor\ 3} \\
&= 3241,966 \frac{kJ}{s} + 2494,77 \frac{kJ}{s} + 4818,6 \frac{kJ}{s} \\
&= 10555,336 \frac{kJ}{s}
\end{aligned}$$

b. Perhitungan Kerja yang Dibutuhkan Turbin Sebelum Overhaul

$$\begin{aligned}
\dot{W}_{turbin} &= \dot{m}_1 \times (h_1 - h_2) \\
\dot{W}_{turbin} &= 47,26 \frac{kg}{s} \times \left(3384,7 \frac{kJ}{kg} - 3194,14 \frac{kJ}{kg} \right) \\
\dot{W}_{turbin} &= 9005,8656 \frac{kJ}{s}
\end{aligned}$$

Setelah Overhaul

$$\begin{aligned}
\dot{W}_{turbin} &= \dot{m}_1 \times (h_1 - h_2) \\
\dot{W}_{turbin} &= 51,2 \frac{kg}{s} \times \left(3387,42 \frac{kJ}{kg} - 3156,1 \frac{kJ}{kg} \right) \\
\dot{W}_{turbin} &= 11843,584 \frac{kJ}{s}
\end{aligned}$$

c. Daya Netto yang Dihasilkan Turbin

Daya netto adalah selisih antara daya yang dihasilkan turbin dengan kerja kompresor.

Sebelum Overhaul

$$\begin{aligned}
\dot{W}_{netto} &= \dot{W}_{turbin} - \dot{W}_{kompresor\ total} \\
\dot{W}_{turbin} &= 9005,8656 \frac{kJ}{s} - 8921,1 \frac{kJ}{s}
\end{aligned}$$

$$\dot{W}_{turbin} = 84,7656 \frac{kJ}{s}$$

Sesudah Overhaul

$$\dot{W}_{netto} = \dot{W}_{turbin} - \dot{W}_{kompresor\ total}$$

$$\dot{W}_{turbin} = 11843,584 \frac{kJ}{s} - 10555,336 \frac{kJ}{s}$$

$$\dot{W}_{turbin} = 1288,248 \frac{kJ}{s}$$

d. Back Work Ratio (BWR)

Back work ratio adalah nilai persentase kerja spesifik yang digunakan untuk menggerakkan kompresor. *Back work ratio* dapat diperoleh dengan cara berikut:

Sebelum Overhaul

$$Back\ work\ ratio = \frac{\dot{W}_{kompresor\ total}}{\dot{W}_{turbin}}$$

$$Back\ work\ ratio = \frac{8921,1 \frac{kJ}{s}}{9005,8656 \frac{kJ}{s}}$$

$$= 0,99$$

Sesudah Overhaul

$$Back\ work\ ratio = \frac{\dot{W}_{kompresor\ total}}{\dot{W}_{turbin}}$$

$$Back\ work\ ratio = \frac{10555,336 \frac{kJ}{s}}{11843,584 \frac{kJ}{s}}$$

$$= 0,89$$

e. Effisiensi Turbin

Sebelum Overhaul

$$\eta_{turbin} = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_{2s}} \times 100\%$$

$$\eta_{turbin} = \frac{3384,7 \frac{kJ}{kg} - 3194,14 \frac{kJ}{kg}}{3384,7 \frac{kJ}{kg} - 3079,98 \frac{kJ}{kg}} \times 100\%$$

$$\eta_{turbin} = 62,45 \%$$

Sesudah Overhaul

$$\eta_{turbin} = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_{2s}} \times 100\%$$

$$\eta_{turbin} = \frac{3387,42 \frac{kJ}{kg} - 3156,1 \frac{kJ}{kg}}{3387,42 \frac{kJ}{kg} - 3083,519 \frac{kJ}{kg}} \times 100\%$$

$$\eta_{turbin} = 76,11 \%$$

f. Effisiensi Kompresor Sebelum Overhaul

$$\eta_{L.P.kompresor} = \frac{h_{6s} - h_3}{h_6 - h_3} \times 100\%$$

$$= \frac{887,865 \frac{kJ}{kg} - 613,82 \frac{kJ}{kg}}{951,723 \frac{kJ}{kg} - 613,82 \frac{kJ}{kg}} \times 100\%$$

$$= 81,1 \%$$

$$\eta_{H.P.kompresor} = \frac{h_{9s} - h_7}{h_9 - h_7} \times 100\%$$

$$= \frac{726,4 \frac{kJ}{kg} - 616,19 \frac{kJ}{kg}}{730,626 \frac{kJ}{kg} - 616,19 \frac{kJ}{kg}} \times 100\%$$

$$= 96,3 \%$$

Sesudah Overhaul

$$\eta_{L.P.kompresor} = \frac{h_{6s} - h_3}{h_6 - h_3} \times 100\%$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{1032,64 \frac{kJ}{kg} - 687,39 \frac{kJ}{kg}}{1037,824 \frac{kJ}{kg} - 687,39 \frac{kJ}{kg}} \times 100\% \\
\eta_{L.P.kompresor} &= 98,5 \% \\
\eta_{H.P.kompresor} &= \frac{h_{9s} - h_7}{h_9 - h_7} \times 100\% \\
&= \frac{740,91 \frac{kJ}{kg} - 617,1 \frac{kJ}{kg}}{742,074 \frac{kJ}{kg} - 617,1 \frac{kJ}{kg}} \times 100\% \\
&= 99 \%
\end{aligned}$$

4.2.3 Perhitungan Properties dan Performa Turbin Uap penggerak Kompresor Synthesis Gas sebelum dan sesudah Overhaul dalam Bentuk Tabel

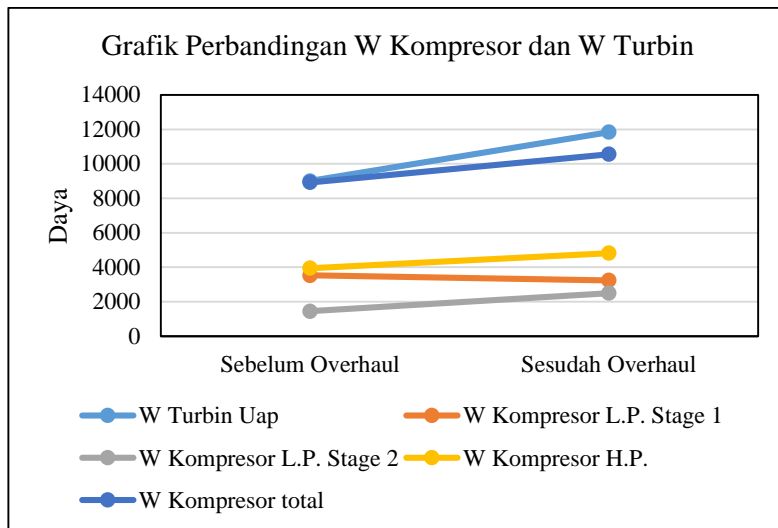
Data operasi dengan sebelum dan sesudah overhaul dapat dilihat pada lampiran. Dengan mengacu pada data operasi maka kita menerapkan cara yang sama seperti sub bab 4.2.1, hasil perhitungan performa untuk sebelum dan sesudah overhaul dapat disederhanakan dalam bentuk tabel untuk mempermudah dalam pembacaan dan perbandingan. Tabel performa turbin uap penggerak kompresor synthesis gas sebelum dan sesudah overhaul dapat dilihat pada lampiran.

4.3 Hasil Perhitungan Performa Turbin Uap 103JT Penggerak kompresor Synthesis Gas Produksi Amoniak PT. Petrokimia Gresik sebelum dan sesudah Overhaul.

Perhitungan performa turbin uap 103JT sebelum dan sudah overhaul dapat dilihat pada sub bab sebelumnya. Di dalam sub bab tersebut dapat dilihat perbedaan efisiensi dan perbedaan kerja. Selanjutnya, untuk memudahkan dalam melihat perbandingannya maka akan disajikan hasilnya dalam bentuk grafik sebagai berikut.

4.3.1 Perbandingan Daya Kompresor dan Daya Turbin sebelum dan sesudah Overhaul

Untuk mempermudah pembacaan kita bisa lihat pada grafik berikut:



Gambar 4.2 Grafik Perbandingan Daya Kompresor dan Daya Turbin

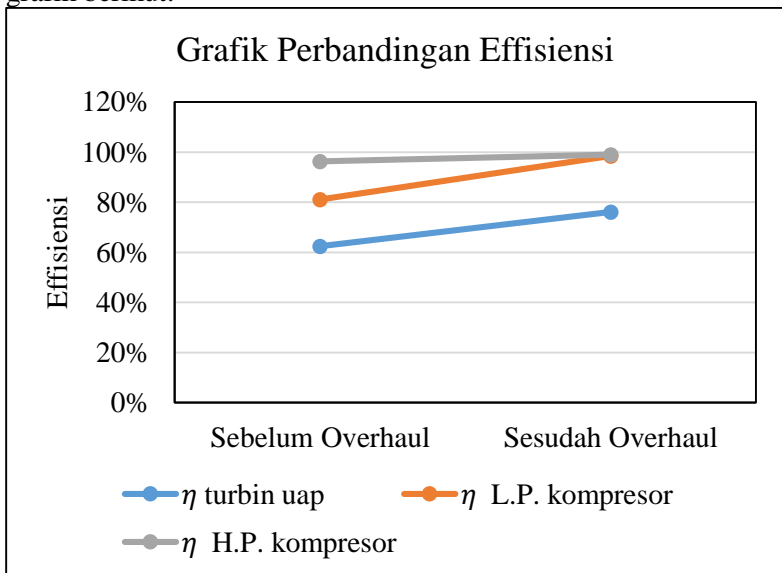
Hasil grafik perbandingan kerja di atas menunjukkan bahwa:

- Daya turbin uap sebelum overhaul adalah sebesar 9005,8656 kJ/s
- Daya turbin uap setelah overhaul naik menjadi 11843,584 kJ/s
- Daya kompresor L.P. stage 1 sebelum overhaul adalah sebesar 3524,94 kJ/s
- Daya kompresor L.P. stage 1 sesudah overhaul turun menjadi 3241,966 kJ/s
- Daya kompresor L.P. stage 2 sebelum overhaul adalah sebesar 1448 kJ/s

- Daya kompresor L.P. stage 2 sesudah overhaul naik menjadi 2494,77 kJ/s
- Daya kompresor H.P. sebelum overhaul adalah sebesar 3948,16 kJ/s
- Daya kompresor H.P. sesudah overhaul naik menjadi 4818,6 kJ/s
- Daya kompresor total sebelum overhaul adalah sebesar 8921,1 kJ/s
- Daya kompresor total sesudah overhaul naik menjadi 10555,336 kJ/s

4.3.2 Perbandingan Efisiensi sebelum dan sesudah Overhaul

Untuk mempermudah pembacaan kita bisa lihat pada grafik berikut:



Gambar 4.3 Grafik Perbandingan Efisiensi Sebelum dan Sesudah Overhaul

Hasil grafik perbandingan di atas menunjukkan bahwa:

- Efisiensi turbin uap sebelum overhaul adalah sebesar 81,33 %

- Efisiensi turbin uap setelah overhaul naik menjadi 97,60 %
- Efisiensi kompresor L.P. sebelum overhaul adalah sebesar 81,1%
- Efisiensi kompresor L.P. sesudah overhaul naik sebesar 98,5 %
- Efisiensi kompresor H.P. sebelum overhaul adalah sebesar 96,3%
- Efisiensi kompresor H.P. sesudah overhaul naik sebesar 99 %

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Dari hasil perhitungan dan analisis performa turbin uap 103JT sebelum dan sesudah overhaul pada bab IV dapat diambil kesimpulan yang berkaitan dengan pengaruh overhaul terhadap performa dari turbin uap penggerak kompresor synthesis gas pabrik 1 produksi amoniak pada PT. Petrokimia Gresik.

Kesimpulan yang bisa didapatkan dari perhitungan dan analisis bab IV adalah sebagai berikut :

1. Efisiensi turbin uap sebelum overhaul adalah sebesar 62,45% dan setelah dilakukan overhaul naik menjadi 76,11%. Efisiensi kompresor L.P. sebelum overhaul adalah sebesar 81,1% dan setelah dilakukan overhaul naik menjadi 98,5%. Efisiensi kompresor H.P. sebelum overhaul adalah sebesar 96,3% setelah dilakukan overhaul naik menjadi 99%.
2. Daya turbin uap sebelum overhaul adalah sebesar 9005,8656 kJ/s dan setelah dilakukan overhaul naik menjadi 11843,548 kJ/s. Daya kompresor L.P dan H.P naik setelah dilakukan overhaul.
3. Performa turbin paling baik terdapat pada keadaan setelah dilakukan overhaul. Dengan adanya peningkatan efisiensi dari turbin dan kompresor, maka akan berdampak pada biaya produksi yang paling hemat dibandingkan dengan keadaan sebelum overhaul.

5.2 Saran

Berdasarkan perhitungan, analisis, dan kesimpulan dapat diambil beberapa saran yang ditujukan kepada PT. Petrokimia Gresik unit produksi amoniak dan untuk penelitian selanjutnya.

- PT. Petrokimia Unit produksi amoniak Gresik
 1. Perlu dipasang alat-alat pengukur yang terdapat di setiap peralatan yang ada di dalam turbin uap dan bisa

langsung diakses dari central control room (CCR) untuk mengetahui kinerja setiap peralatan yang ada agar lebih spesifik lagi data yang ada.

2. Perlu dilakukan perhitungan performa secara rutin dan spesifik oleh pihak PT. Petrokimia Gresik unit produksi amoniak agar performanya terjaga dengan baik.
 3. Perlu dikaji ulang tentang overhaul pada komponen pabrik amoniak. Sebab mesin akan lebih efisien jika dilakukan overhaul.
- Untuk penelitian selanjutnya
Perlu dihitung kembali performa turbin uap akan tetapi dengan mempertimbangkan atau menganalisa dari perpindahan panas yang terdapat di dalam pada sistem . Dan tentunya dengan didukung oleh data operasi yang cukup lengkap. Selain itu perlu dianalisa lebih dalam mengenai pengaruh overhaul terhadap efisiensi turbin uap.

DAFTAR PUSTAKA

1. <https://www.scribd.com/document/338853057/pkl-petrokimia>
15-06-2017
2. https://www.academia.edu/8442447/5_Turbin_Uap_2
08-06-2017
3. Brown, Royce N. *Compression Selection and Sizing*. Elvise Science & Technology Books. Fifth Edition. 2005
4. Tahara, Haruo. *Pompa dan Kompresor, pemilihan, pemakaian dan pemeliharaan*. Alih bahasa Sularso. PT Pradnya Paramita. Jakarta. 2006
5. https://www.academia.edu/7289152/Teori_Dasar_Kompresor_Sentrifugal
18-06-2017
6. Moran, Michael J dan Howard N Saphiro. 2006. “*Fundamental of Engineering Thermodynamics*”. Fifth Edition. John Wiley & Sons Inc. United Kingdom.

Halaman ini sengaja dikosongkan

Lampiran 1 : Tabel Konversi Satuan

(sumber : Borgnakke, Claus dan Richard E Sonntag.2009.
 “Fundamentals of Thermodynamics”. Seventh Edition)

TABLE A.1

Conversion Factors

Area (<i>A</i>)	
1 mm ² = 1.0 × 10 ⁻⁶ m ²	1 ft ² = 144 in. ²
1 cm ² = 1.0 × 10 ⁻⁴ m ² = 0.1550 in. ²	1 in. ² = 6.4516 cm ² = 6.4516 × 10 ⁻⁴ m ²
1 m ² = 10.7639 ft ²	1 ft ² = 0.092 903 m ²
Conductivity (<i>k</i>)	
1 W/m·K = 1 J/s·m·K = 0.577 789 Btu/h·ft·°R	1 Btu/h·ft·°R = 1.730 735 W/m·K
Density (<i>ρ</i>)	
1 kg/m ³ = 0.062 42797 lbm/ft ³	1 lbm/ft ³ = 16.018 46 kg/m ³
1 g/cm ³ = 1000 kg/m ³	
1 g/cm ³ = 1 kg/L	
Energy (<i>E</i>, <i>U</i>)	
1 J = 1 N·m = 1 kg·m ² /s ²	
1 J = 0.737 562 lbf·ft	1 lbf·ft = 1.355 818 J
1 cal (Int.) = 4.18681 J	= 1.28507 × 10 ⁻³ Btu
	1 Btu (Int.) = 1.055 056 kJ
1 erg = 1.0 × 10 ⁻⁷ J	= 778.1693 lbf·ft
1 eV = 1.602 177 33 × 10 ⁻¹⁹ J	
Force (<i>F</i>)	
1 N = 0.224 809 lbf	1 lbf = 4.448 222 N
1 kp = 9.80665 N (1 kgf)	
Gravitation	
<i>g</i> = 9.80665 m/s ²	<i>g</i> = 32.17405 ft/s ²
Heat capacity (<i>C_p</i>, <i>C_v</i>, <i>C</i>), specific entropy (<i>s</i>)	
1 kJ/kg·K = 0.238 846 Btu/lbm·°R	1 Btu/lbm·°R = 4.1868 kJ/kg·K
Heat flux (per unit area)	
1 W/m ² = 0.316 998 Btu/h·ft ²	1 Btu/h·ft ² = 3.15459 W/m ²

Lampiran 1 (Lanjutan)

TABLE A.1 (continued)

Conversion Factors

Heat-transfer coefficient (<i>h</i>)	
1 W/m ² ·K = 0.176 11 Btu/h·ft ² ·°R	1 Btu/h·ft ² ·°R = 5.67826 W/m ² ·K
Length (<i>L</i>)	
1 mm = 0.001 m = 0.1 cm	1 ft = 12 in.
1 cm = 0.01 m = 10 mm = 0.3937 in.	1 in. = 2.54 cm = 0.0254 m
1 m = 3.28084 ft = 39.370 in.	1 ft = 0.3048 m
1 km = 0.621 371 mi	1 mi = 1.609344 km
1 mi = 1609.3 m (US statute)	1 yd = 0.9144 m
Mass (<i>m</i>)	
1 kg = 2.204 623 lbm	1 lbm = 0.453 592 kg
1 tonne = 1000 kg	1 slug = 14.5939 kg
1 grain = 6.47989 × 10 ⁻⁵ kg	1 ton = 2000 lbm
Moment (torque, <i>T</i>)	
1 N·m = 0.737 562 lbf·ft	1 lbf·ft = 1.355 818 N·m
Momentum (<i>mv</i>)	
1 kg·m/s = 7.232 94 lbf·ft/s = 0.224809 lbf·s	1 lbf·ft/s = 0.138 256 kg·m/s
Power (<i>Q</i>, <i>W</i>)	
1 W = 1 J/s = 1 N·m/s	1 lbf·ft/s = 1.355 818 W
= 0.737 562 lbf·ft/s	= 4.626 24 Btu/h
1 kW = 3412.14 Btu/h	1 Btu/s = 1.055 056 kW
1 hp (metric) = 0.735 499 kW	1 hp (UK) = 0.7457 kW
	= 550 lbf·ft/s
	= 2544.43 Btu/h
1 ton of refrigeration = 3.516 85 kW	1 ton of refrigeration = 12 000 Btu/h
Pressure (<i>P</i>)	
1 Pa = 1 N/m ² = 1 kg/m·s ²	1 lbf/in. ² = 6.894 757 kPa
1 bar = 1.0 × 10 ⁵ Pa = 100 kPa	
1 atm = 101.325 kPa	1 atm = 14.695 94 lbf/in. ²
= 1.01325 bar	= 29.921 in. Hg [32°F]
= 760 mm Hg [0°C]	= 33.899 5 ft H ₂ O [4°C]
= 10.332 56 m H ₂ O [4°C]	
1 torr = 1 mm Hg [0°C]	
1 mm Hg [0°C] = 0.133 322 kPa	1 in. Hg [0°C] = 0.49115 lbf/in. ²
1 m H ₂ O [4°C] = 9.806 38 kPa	1 in. H ₂ O [4°C] = 0.036126 lbf/in. ²
Specific energy (<i>e</i>, <i>u</i>)	
1 kJ/kg = 0.42992 Btu/lbm	1 Btu/lbm = 2.326 kJ/kg
= 334.55 lbf·ft/lbm	1 lbf·ft/lbm = 2.98907 × 10 ⁻³ kJ/kg
	= 1.28507 × 10 ⁻³ Btu/lbm

Lampiran 1 (Lanjutan)

TABLE A.1 (continued)

Conversion Factors

Specific kinetic energy ($\frac{1}{2} V^2$)	
$1 \text{ m}^2/\text{s}^2 = 0.001 \text{ kJ/kg}$	$1 \text{ ft}^2/\text{s}^2 = 3.9941 \times 10^{-5} \text{ Btu/lbm}$
$1 \text{ kJ/kg} = 1000 \text{ m}^2/\text{s}^2$	$1 \text{ Btu/lbm} = 25037 \text{ ft}^2/\text{s}^2$
Specific potential energy (Zg_0)	
$1 \text{ m} \cdot g_{\text{sat}} = 9.80665 \times 10^{-3} \text{ kJ/kg}$	$1 \text{ ft} \cdot g_{\text{sat}} = 1.0 \text{ lbf} \cdot \text{ft}/\text{lbm}$
$= 4.21607 \times 10^{-3} \text{ Btu/lbm}$	$= 0.001285 \text{ Btu/lbm}$
	$= 0.002989 \text{ kJ/kg}$
Specific volume (v)	
$1 \text{ cm}^3/\text{g} = 0.001 \text{ m}^3/\text{kg}$	
$1 \text{ cm}^3/\text{g} = 1 \text{ L/kg}$	
$1 \text{ m}^3/\text{kg} = 16.01846 \text{ ft}^3/\text{lbm}$	$1 \text{ ft}^3/\text{lbm} = 0.062428 \text{ m}^3/\text{kg}$
Temperature (T)	
$1 \text{ K} = 1^\circ\text{C} = 1.8 \text{ R} = 1.8 \text{ F}$	$1 \text{ R} = (5/9) \text{ K}$
$\text{TC} = \text{TK} - 273.15$	$\text{TF} = \text{TR} - 459.67$
$= (\text{TF} - 32)/1.8$	$= 1.8 \text{ TC} + 32$
$\text{TK} = \text{TR}/1.8$	$\text{TR} = 1.8 \text{ TK}$
Universal Gas Constant	
$\bar{R} = N_A k = 8.31451 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K}$	$\bar{R} = 1.98589 \text{ Btu/lbmol} \cdot \text{R}$
$= 1.98589 \text{ kcal/kmol} \cdot \text{K}$	$= 1545.36 \text{ lbf} \cdot \text{ft}/\text{lbmol} \cdot \text{R}$
$= 82.0578 \text{ atm} \cdot \text{L/kmol} \cdot \text{K}$	$= 0.73024 \text{ atm} \cdot \text{ft}^3/\text{lbmol} \cdot \text{R}$
	$= 10.7317 (\text{lb}/\text{in}^2) \cdot \text{ft}^3/\text{lbmol} \cdot \text{R}$
Velocity (V)	
$1 \text{ m/s} = 3.6 \text{ km/h}$	$1 \text{ ft/s} = 0.681818 \text{ mi/h}$
$= 3.28084 \text{ ft/s}$	$= 0.3048 \text{ m/s}$
$= 2.23694 \text{ mi/h}$	$= 1.09728 \text{ km/h}$
$1 \text{ km/h} = 0.27778 \text{ m/s}$	$1 \text{ mi/h} = 1.46667 \text{ ft/s}$
$= 0.91134 \text{ ft/s}$	$= 0.44704 \text{ m/s}$
$= 0.62137 \text{ mi/h}$	$= 1.609344 \text{ km/h}$
Volume (V)	
$1 \text{ m}^3 = 35.3147 \text{ ft}^3$	$1 \text{ ft}^3 = 2.831685 \times 10^{-2} \text{ m}^3$
$1 \text{ L} = 1 \text{ dm}^3 = 0.001 \text{ m}^3$	$1 \text{ in}^3 = 1.6387 \times 10^{-5} \text{ m}^3$
$1 \text{ Gal (US)} = 3.785412 \text{ L}$	$1 \text{ Gal (UK)} = 4.546090 \text{ L}$
$= 3.785412 \times 10^{-3} \text{ m}^3$	$1 \text{ Gal (US)} = 231.00 \text{ in}^3$

Lampiran 2 : Tabel Properties pada Udara (Ideal)

(sumber : Moran, Michael J dan Howard N Saphiro. 2006. "Fundamental of Engineering Thermodynamics". Fifth Edition.)

TABLE A-4 (Continued)

T °C	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
$p = 40 \text{ bar} = 4.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 250.4^\circ\text{C}$)					$p = 60 \text{ bar} = 6.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 275.64^\circ\text{C}$)			
Sat.	0.04978	2602.3	2801.4	6.0701	0.03244	2589.7	2784.3	5.8892
280	0.05546	2680.0	2901.8	6.2568	0.03317	2605.2	2804.2	5.9252
320	0.06199	2767.4	3015.4	6.4553	0.03876	2720.0	2952.6	6.1846
360	0.06788	2845.7	3117.2	6.6215	0.04331	2811.2	3071.1	6.3782
400	0.07341	2919.9	3213.6	6.7690	0.04739	2892.9	3177.2	6.5408
440	0.07872	2992.2	3307.1	6.9041	0.05122	2970.0	3277.3	6.6853
500	0.08643	3099.5	3445.3	7.0901	0.05665	3082.2	3422.2	6.8803
540	0.09145	3171.1	3536.9	7.2056	0.06015	3156.1	3517.0	6.9999
600	0.09885	3279.1	3674.4	7.3688	0.06525	3266.9	3658.4	7.1677
640	0.1037	3351.8	3766.6	7.4720	0.06859	3341.0	3752.6	7.2731
700	0.1110	3462.1	3905.9	7.6198	0.07352	3453.1	3894.1	7.4234
740	0.1157	3536.6	3999.6	7.7141	0.07677	3528.3	3989.2	7.5190
$p = 80 \text{ bar} = 8.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 295.06^\circ\text{C}$)					$p = 100 \text{ bar} = 10.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 311.06^\circ\text{C}$)			
Sat.	0.02352	2569.8	2758.0	5.7432	0.01803	2544.4	2724.7	5.6141
320	0.02682	2662.7	2877.2	5.9489	0.01925	2588.8	2781.3	5.7103
360	0.03089	2772.7	3019.8	6.1819	0.02331	2729.1	2962.1	6.0060
400	0.03432	2863.8	3138.3	6.3634	0.02641	2832.4	3096.5	6.2120
440	0.03742	2946.7	3246.1	6.5190	0.02911	2922.1	3213.2	6.3805
480	0.04034	3025.7	3348.4	6.6586	0.03160	3005.4	3321.4	6.5282
520	0.04313	3102.7	3447.7	6.7871	0.03394	3085.6	3425.1	6.6622
560	0.04582	3178.7	3545.3	6.9072	0.03619	3164.1	3526.0	6.7864
600	0.04845	3254.4	3642.0	7.0206	0.03837	3241.7	3625.3	6.9029
640	0.05102	3330.1	3738.3	7.1283	0.04048	3318.9	3723.7	7.0131
700	0.05481	3443.9	3882.4	7.2812	0.04358	3434.7	3870.5	7.1687
740	0.05729	3520.4	3978.7	7.3782	0.04560	3512.1	3968.1	7.2670
$p = 120 \text{ bar} = 12.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 324.75^\circ\text{C}$)					$p = 140 \text{ bar} = 14.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 336.75^\circ\text{C}$)			
Sat.	0.01426	2513.7	2684.9	5.4924	0.01149	2476.8	2637.6	5.3717
360	0.01811	2678.4	2895.7	5.8361	0.01422	2617.4	2816.5	5.6602
400	0.02108	2798.3	3051.3	6.0747	0.01722	2760.9	3001.9	5.9448
440	0.02355	2896.1	3178.7	6.2586	0.01954	2868.6	3142.2	6.1474
480	0.02576	2984.4	3293.5	6.4154	0.02157	2962.5	3264.5	6.3143
520	0.02781	3068.0	3401.8	6.5555	0.02343	3049.8	3377.8	6.4610
560	0.02977	3149.0	3506.2	6.6840	0.02517	3133.6	3486.0	6.5941
600	0.03164	3228.7	3608.3	6.8037	0.02683	3215.4	3591.1	6.7172
640	0.03345	3307.5	3709.0	6.9164	0.02843	3296.0	3694.1	6.8326
700	0.03610	3425.2	3858.4	7.0749	0.03075	3415.7	3846.2	6.9939
740	0.03781	3503.7	3957.4	7.1746	0.03225	3495.2	3946.7	7.0952

Lampiran 3 Tabel *Specific heat of methane gas- CH₄*

(Sumber : http://www.engineeringtoolbox.com/methane-d_980.html 12-04-2017)

Methane Gas - CH₄	
Temperature - T - (K)	Specific Heat - c_p - (kJ/(kg K))
200	2.087
225	2.121
250	2.156
275	2.191
300	2.226
325	2.293
350	2.365
375	2.442

Lampiran 3 : Perhitungan Properties di Tiap Titik pada Pabrik 1 Produksi Amoniak

DATA OPERASI SEBELUM OVERHAUL tanggal 18 Desember 2012

State	Enthalphy			Entropi		T		P	
1	h1	3384,7	KJ/KG	6,5462	KJ/KG.K	512,22	C	116,67	Bar
2	h2	3194,14	KJ/KG	-	KJ/KG.K	393,27	C	41,7	Bar
2s	h2s	3019,98	KJ/KG	6,5462	KJ/KG.K	347,038	C	41,7	Bar
State	Enthalphy			CP		T		P	
3	h3	613,82	KJ/KG	2,197	KJ/KG.K	279,39	K	29,24	Bar
4	h4	851,51	KJ/KG	2,386	KJ/KG.K	356,88	K	-	
5	h5	851,51	KJ/KG	2,386	KJ/KG.K	356,88	K	-	
6	h6	951,723	KJ/KG	2,474	KJ/KG.K	384,69	K	93,24	Bar
6s	h6s	887,865	KJ/KG	2,418	KJ/KG.K	367,19	K	94,24	Bar
7	h7	616,19	KJ/KG	2,198	KJ/KG.K	280,34	K	93,24	Bar
8	h8	680,85	KJ/KG	2,237	KJ/KG.K	304,36	K	-	
9	h9	730,626	KJ/KG	2,28	KJ/KG.K	320,45	K	160,7	Bar
9s	h9s	726,4	KJ/KG	2,277	KJ/KG.K	319,02	K	160,7	Bar

Lampiran 3 (lanjutan)

DATA OPERASI AKTUAL SESUDAH OVERHAUL tanggal 16 January 2013

State	Enthalphy			Entropi		T		P	
1	h1	3387,42	KJ/KG	6,552	KJ/KG.K	513,9	C	118,22	Bar
2	h2	3156,1	KJ/KG	-	KJ/KG.K	377,6	C	41,7	Bar
2s	h2s	3083,519	KJ/KG	6,552	KJ/KG.K	348,415	C	41,7	Bar
State	Enthalphy			CP		T		P	
3	h3	687,39	KJ/KG	2,243	KJ/KG.K	306,46	K	29,48	Bar
4	h4	884,47	KJ/KG	2,415	KJ/KG.K	366,24	K	-	
5	h5	884,47	KJ/KG	2,415	KJ/KG.K	366,24	K	-	
6	h6	1037,824	KJ/KG	2,55	KJ/KG.K	406,99	K	96,45	Bar
6s	h6s	1032,64	KJ/KG	2,545	KJ/KG.K	405,753	K	96,45	Bar
7	h7	617,1	KJ/KG	2,2	KJ/KG.K	280,5	K	96,45	Bar
8	h8	685,06	KJ/KG	2,24	KJ/KG.K	3045,83	K	-	
9	h9	742,074	KJ/KG	2,29	KJ/KG.K	324,05	K	176,87	Bar
9s	h9s	740,91	KJ/KG	2,289	KJ/KG.K	323,697	K	176,87	Bar

Lampiran 4 : Tabel Performa GT 1.3

PARAMETER	SATUAN	Overhaul	
		Sebelum	Sesudah
h2s	kJ/kg	3079,98	3083,519
h6s	kJ/kg	887,865	1032,64
h9s	kJ/kg	726,4	740,91
Kerja Kompresor L.P. Stage 1	kJ/s	3524,94	3241,966
Kerja Kompresor L.P. Stage 2	kJ/s	1448	2494,77
Kerja Kompresor H.P.	kJ/s	3948,16	4818,6
Kerja Kompresor total	kJ/s	8921,1	10555,336
Kerja turbin	kJ/s	9005,8656	11843,584
Efisiensi kompresor L.P.	%	81,1%	98,5%
Efisiensi kompresor H.P.	%	96,3%	99%
Efisiensi turbin	%	62,45%	76,11%

Lampiran 5 : Tabel Properties pada Metana (CH₄)

(sumber : http://www.engineeringtoolbox.com/methane-d_1420.html 12-04-2017 .)

Molecular Weight	16.044
Specific Gravity (gas related to air = 1)	0.554
Specific Volume (ft^3/lb , m^3/kg)	24.2, 1.51
Density of liquid at atmospheric pressure (lb/ft^3 , kg/m^3)	26.3, 421
Absolute Viscosity ($\text{lb}_m/\text{ft s}$, centipoises)	7.39 10-6, 0.011
Sound velocity in gas (m/s)	446
Specific Heat - c_p - ($\text{Btu}/\text{lb}^\circ\text{F}$ or $\text{cal}/\text{g}^\circ\text{C}$, J/kgK)	0.54, 2260
Specific Heat Ratio - c_p/c_v	1.31
Gas constant - R - ($\text{ft lb}/\text{lb}^\circ\text{R}$, $\text{J}/\text{kg}^\circ\text{C}$)	96, 518

Lampiran 6 : Spesifikasi Turbin Gas yang digunakan

IN UAP ICE : STEAM TURBIN FOR SYN GAS COMP : AMMONIA		
=====		
SPEKIFIKASI	SATUAN	PT PETROKTMIA

A. DATA TURBIN		

No. ITEM		103-JT
TYPE TURBIN		HORIZONTAL
MODEL/SERIE		5EH-7RD
MANUFACTURE		BBT
DRIVEN		103-J

B. KONDISI OPERASI/RATE		

TEKANAN INLET	KG/CM ²	123
TEMPERATUR INLET	°C	510
TEKANAN EXHT	KG/CM ² G	76 MMHG
TEMPERATUR EXHT	°C	40
TEKANAN EXTR	KG/CM ² G	42,2
TEMPERATUR EXTR	°C	375
POWER RATE	KW	15.981
PUTARAN	RPM	10.339
KONSUMSI STEAM	TON/ JAM	--

Lampiran 6 (Lanjutan)

C. KONSTRUKSI PERALATAN		
1	IMPULS	--
2	REAKSI	--
3	TYPE GOVERNOR	ELECTRIC
4	MANUFACTURE GOVERNOR	TRISEN
5	TYPE BEARING RADIAL	TILTING PAD
6	TYPE BEARING THRUST	TILTING PAD
7	TYPE SEAL	LABYRINTH
8	TYPE COUPLING	FLEX DIAPHRAGM
9	MANUFACTURE COUPLING	--
10	LUBRICATION	COMMON
D. MATERIAL		
1	CASTING	SCPH23
2	NOZZLE	SUS410J1
3	SHAFT	NiCrMo.F9
4	WHEEL	NiCrMo.F9

[illegible]

Lampiran 8 : Data Operasi Pabrik 1 Produksi Amoniak PT Petrokimia Gresik

SA 20 HP/STEAM DISTRIBUTIC SA 20 HP/STEAM DISTRIBUTION SYSTEM

GROUP LAIN	TA1336.PV	PI1788.PV	TCA1005.PV	TI1553.PV	PCA1018.PV	TI1750.PV	PC1012.PV
	DEGC	KG/cm2	DEGC	DEGC	KG/CM2-G	DEGC	KG/CM2-G
	102-C HP,STEAM OUTLET	FUEL HEADER PRESSURE	HP SUPER HEATER OUTLET	H,P STEAM HEADER	HP STEAM HEADER	HS TO 103-JT	MP STEAM HEADER
12/17/12 6.00	434,04	1,03	516,17	515,52	119,01	512,36	42,35
12/17/12 7.00	433,33	1,05	516,22	515,61	118,98	512,24	42,40
12/17/12 8.00	432,69	1,05	515,97	515,34	118,98	512,49	42,65
12/17/12 9.00	433,11	1,05	516,54	515,99	119,06	512,66	42,53
12/17/12 10.00	433,17	1,08	515,98	515,51	118,90	513,02	42,51
12/17/12 11.00	433,05	1,10	516,59	516,13	118,92	513,16	42,46
12/17/12 12.00	433,08	1,10	516,08	515,43	119,03	512,42	42,47
12/17/12 13.00	433,66	1,07	516,03	515,30	119,02	512,19	42,53
12/17/12 14.00	434,03	1,08	516,30	515,79	119,08	512,50	42,56
12/17/12 15.00	433,35	1,10	516,09	515,61	119,02	512,18	42,59
12/17/12 16.00	433,10	1,10	515,97	515,32	119,05	512,37	42,60
12/17/12 17.00	433,74	1,09	516,42	516,01	119,04	512,37	42,47
12/17/12 18.00	432,86	1,06	516,08	515,33	118,99	511,38	42,60
12/17/12 19.00	434,08	1,05	515,88	515,17	119,02	511,39	42,60
12/17/12 20.00	433,27	1,07	516,19	515,64	118,91	511,76	42,44
12/17/12 21.00	434,36	1,03	516,04	515,37	119,06	512,11	42,46
12/17/12 22.00	433,27	1,06	516,15	515,57	119,01	512,22	42,49
12/17/12 23.00	432,91	1,05	515,99	515,43	119,00	511,96	42,65
12/18/12 0.00	432,79	1,06	516,70	516,13	118,97	512,22	42,53

SA 21 MP STEAM DISTRIBUTION SYSTEM

SA 21 MP STEAM DISTRIB

GROUP LAIN	PI1071.PV	FI1091B.PV	TI1560.PV	PCA1015.PV	PCA1015.OP	TCA1022.PV
	KG/CM2-G	T/H	DEGC	KG/CM2-G	%	DEGC
	IMPORT 65 KG/CM 26 STEAM	STEMIMPORT FROM WHB	IMPORT 65 KG/CM2 G STEAM	IMPORT 65KG/CM2 STEAM	IMPORT 65KG/CM2 STEAM	IMPORT STM TO MP HEAD
12/17/12 6.00	64,13	7,33	447,37	41,97	7,00	393,86
12/17/12 7.00	64,04	7,67	447,41	42,01	7,00	393,87
12/17/12 8.00	64,19	7,91	447,25	42,25	7,03	394,05
12/17/12 9.00	64,25	8,35	447,85	42,13	7,00	394,53
12/17/12 10.00	64,42	8,73	448,22	42,10	7,01	394,56
12/17/12 11.00	63,93	9,19	447,75	42,04	7,07	394,62
12/17/12 12.00	63,97	9,56	448,09	42,04	7,00	394,81
12/17/12 13.00	63,99	9,72	447,38	42,15	7,01	394,31
12/17/12 14.00	64,04	9,68	447,82	42,16	7,00	394,62
12/17/12 15.00	64,04	9,61	447,53	42,19	7,00	394,26
12/17/12 16.00	64,07	9,33	447,33	42,20	7,00	394,31
12/17/12 17.00	64,06	8,23	447,34	42,06	7,00	394,03
12/17/12 18.00	63,95	7,04	446,82	42,24	7,00	392,55
12/17/12 19.00	64,06	6,87	446,02	42,24	6,01	392,30
12/17/12 20.00	63,87	6,97	446,62	42,06	6,04	392,85
12/17/12 21.00	63,91	6,79	447,13	42,07	6,01	393,39
12/17/12 22.00	64,00	7,09	447,07	42,10	6,02	393,75
12/17/12 23.00	63,95	6,98	447,14	42,26	6,00	393,48
12/18/12 0.00	63,99	7,00	447,18	42,14	6,00	393,27

Lampiran 8 (Lanjutan)


SA 11 METHANA		SA 11 METHANATOR			
GROUP LAIN					
	LCA1039.OP	TI1363.PV	PCA1004.PV	PCA1004.OP	PC1006.PV
	%	DEGC	KG/CM2-G	%	KG/CM2-G
	115-C	115-C S.G OUTLET	104-F SYN GAS TO VENT	104-F SYN GAS TO VENT	104-F SYN.GAS
12/17/12 5.00	20,00	6,15	30,09	11,39	29,86
12/17/12 6.00	20,00	6,34	30,10	13,63	29,87
12/17/12 7.00	20,00	6,34	30,04	11,77	29,81
12/17/12 8.00	20,00	6,39	30,15	13,18	29,91
12/17/12 9.00	20,00	6,55	30,07	11,63	29,85
12/17/12 10.00	20,00	6,39	30,11	12,00	29,88
12/17/12 11.00	20,00	6,60	30,08	17,18	29,86
12/17/12 12.00	20,00	6,75	30,10	14,24	29,88
12/17/12 13.00	20,00	7,00	30,12	14,70	29,90
12/17/12 14.00	20,00	6,80	30,07	14,07	29,85
12/17/12 15.00	20,00	6,76	30,14	14,11	29,91
12/17/12 16.00	20,00	6,86	30,15	14,39	29,93
12/17/12 17.00	20,00	6,53	30,18	15,17	29,95
12/17/12 18.00	20,00	6,74	30,14	15,46	29,91
12/17/12 19.00	20,00	6,75	30,20	14,15	29,96
12/17/12 20.00	20,00	6,60	30,19	16,58	29,95
12/17/12 21.00	20,00	6,40	30,22	12,54	29,99
12/17/12 22.00	20,00	6,49	30,14	10,81	29,90
12/17/12 23.00	20,00	6,39	30,10	9,11	29,86
12/18/12 0.00	20,00	6,39	30,05	9,74	29,82

SA 12 SYNTHESIS GAS COMPRESSOR		SA 12 SYNTHESIS GAS COMPRESSOR					
GROUP LAIN							
	SI1003A.PV	PC1006.PV	PC1006.OP	FI1074.PV	TI63015.PV	TA1364.PV	FC1007.PV
	KRPM	KG/CM2-G	%	TON/HR	DEGC	DEGC	TON/HR
	103-JT SPEED	104-F SYN.GAS	104-F SYN.GAS	SYN GAS TO 103-J	BEARING TEMP	103-J 1ST. STAG.DISCHAR G	103-J 1ST STG. KICK BACK
12/17/12 5.00	9867,29	29,86	69,00	53,44	123,69	83,69	56,02
12/17/12 6.00	9847,93	29,87	69,00	53,27	124,46	84,30	56,05
12/17/12 7.00	9861,44	29,81	69,00	54,06	123,59	84,31	56,50
12/17/12 8.00	9858,29	29,91	69,00	52,72	124,44	84,50	55,80
12/17/12 9.00	9843,88	29,85	68,50	52,83	122,76	84,65	56,89
12/17/12 10.00	9865,94	29,88	68,50	53,37	124,40	84,88	56,99
12/17/12 11.00	9844,33	29,86	68,50	53,46	122,83	84,08	56,08
12/17/12 12.00	9862,79	29,88	68,50	53,15	122,70	84,41	56,67
12/17/12 13.00	9854,69	29,90	68,50	53,84	123,40	84,12	57,20
12/17/12 14.00	9856,04	29,85	68,70	53,84	123,64	83,60	57,13
12/17/12 15.00	9847,03	29,91	69,00	53,93	123,50	83,74	56,81
12/17/12 16.00	9866,85	29,93	69,00	53,91	123,65	83,79	57,81
12/17/12 17.00	9848,83	29,95	69,00	53,88	123,37	83,15	57,08
12/17/12 18.00	9882,16	29,91	69,00	53,47	122,91	83,50	57,44
12/17/12 19.00	9844,78	29,96	69,00	54,98	123,75	83,33	57,20
12/17/12 20.00	9842,08	29,95	69,00	53,12	123,03	83,30	56,39
12/17/12 21.00	9861,44	29,99	69,00	54,71	123,39	83,10	57,89
12/17/12 22.00	9875,40	29,90	69,00	54,68	123,53	83,29	58,14
12/17/12 23.00	9826,77	29,86	69,00	54,12	123,49	83,88	56,46
12/18/12 0.00	9864,14	29,82	69,00	53,38	122,56	83,88	57,15

Lampiran 8 (Lanjutan)

SA 12 SYNTHESIS SA 12 SYNTHESIS GAS COMPRESSOR					
GROUP LAIN	TA1792.PV	FC1076.PV	TA1365.PV	FC1008.PV	PI1628.PV
	DEGC	TON/HR	DEGC	TON/HR	KG/CM2-G
	103-J 2ND.STG.DISCH ARGGE	103-J 2ND STG.KICK BACK	129-C SG.OUTLET	103-J 3RD STG. KICK BACK	103-J SUCT 3RD STAGE
12/17/12 5.00	111,82	50,87	7,44	54,67	93,85
12/17/12 6.00	112,28	51,05	7,27	55,11	94,39
12/17/12 7.00	112,55	50,87	7,16	55,49	94,49
12/17/12 8.00	112,96	50,93	7,30	54,99	94,61
12/17/12 9.00	113,19	51,59	7,46	55,77	94,30
12/17/12 10.00	113,61	51,34	7,57	55,92	94,61
12/17/12 11.00	112,57	50,26	7,42	54,35	94,91
12/17/12 12.00	112,77	50,52	7,50	54,95	95,37
12/17/12 13.00	112,42	52,33	7,85	54,67	94,43
12/17/12 14.00	112,04	52,35	7,65	54,44	94,21
12/17/12 15.00	112,03	52,31	7,55	54,55	94,43
12/17/12 16.00	112,03	53,06	7,56	55,09	94,53
12/17/12 17.00	110,92	52,26	7,36	54,75	94,65
12/17/12 18.00	111,21	52,61	7,45	54,92	94,43
12/17/12 19.00	111,21	52,63	7,36	54,83	94,33
12/17/12 20.00	110,77	52,31	7,40	54,27	94,37
12/17/12 21.00	111,05	53,34	7,26	55,34	94,61
12/17/12 22.00	111,15	53,44	7,54	55,58	94,51
12/17/12 23.00	111,92	51,52	7,31	55,32	95,28
12/18/12 0.00	111,69	52,13	7,34	55,78	95,08

Lampiran 8 (Lanjutan)

SA 12 SYNTHESIS				
				
	PI1045.PV	TA1366.PV	TA1367.PV	FI1059.PV
	KG/CM2-G	DEGC	DEGC	TON/HR
	103-J 4TH STG.DISCHARGE	103-J LOOP RECYCLE	103-J 4TH.STG.DISCHARGE	103-J 4TH STG.DISCHARGE
12/17/12 5.00	162,07	31,02	47,36	212,54
12/17/12 6.00	163,11	31,07	47,65	213,50
12/17/12 7.00	163,22	31,12	47,73	212,30
12/17/12 8.00	163,80	31,55	48,08	215,00
12/17/12 9.00	163,00	31,61	48,08	213,92
12/17/12 10.00	163,68	31,56	48,22	216,76
12/17/12 11.00	163,60	31,57	47,95	215,57
12/17/12 12.00	164,78	31,80	48,12	215,61
12/17/12 13.00	163,29	31,91	48,24	212,72
12/17/12 14.00	162,43	31,75	48,13	211,58
12/17/12 15.00	162,72	31,60	47,99	212,03
12/17/12 16.00	162,95	31,51	47,94	212,66
12/17/12 17.00	163,21	31,06	47,49	211,24
12/17/12 18.00	162,99	31,12	47,45	212,23
12/17/12 19.00	163,10	31,07	47,50	211,96
12/17/12 20.00	162,79	31,02	47,25	211,67
12/17/12 21.00	163,00	30,97	47,40	211,53
12/17/12 22.00	162,93	31,11	47,54	212,25
12/17/12 23.00	164,27	31,17	47,63	212,67
12/18/12 0.00	163,88	31,16	47,45	212,61

Lampiran 8 (Lanjutan)

SA 20 HP/STEAM DISTRIBUTION SYSTEM							SA 20 HP/ST
GROUP LAIN	TA1336.PV	TCA1005.PV	TI1553.PV	PCA1018.PV	TI1750.PV	PC1012.PV	PC1012.OP
	DEGC	DEGC	DEGC	KG/CM2-G	DEGC	KG/CM2-G	%
	102-C HP STEAM OUTLET	HP SUPER HEATER OUTLET	H.P STEAM HEADER	HP STEAM HEADER	HS TO 103-JT	MP STEAM HEADER	MP STEAM HEADER
Timestamp	TA1336.PV - Sna	TCA1005.PV - Sna	TI1553.PV - Sna	PCA1018.PV - Sna	TI1750.PV - Sna	PC1012.PV - Sna	PC1012.OP - Sna
1/16/13 0.00	441,67	517,15	516,64	120,55	513,90	42,52	47,00
1/16/13 1.00	441,18	516,97	516,42	120,57	513,52	42,40	47,00
1/16/13 2.00	440,63	516,62	516,08	120,52	513,70	42,52	47,00
1/16/13 3.00	441,16	517,06	516,60	120,51	513,86	42,51	47,00
1/16/13 4.00	439,44	516,85	516,27	120,51	514,02	42,51	47,00
1/16/13 5.00	440,46	516,78	516,32	120,47	513,93	42,57	47,00
1/16/13 6.00	440,61	516,79	516,44	120,44	514,20	42,55	47,00
1/16/13 7.00	441,07	517,16	516,69	120,50	514,11	42,45	47,00
1/16/13 8.00	440,61	517,36	516,82	120,52	513,84	42,48	47,00
1/16/13 9.00	440,01	517,01	516,45	120,55	513,71	42,44	47,00
1/16/13 10.00	438,21	516,95	516,41	120,67	513,79	42,44	47,00
1/16/13 11.00	439,14	516,96	516,39	120,70	513,92	42,52	47,00
1/16/13 12.00	437,83	516,91	516,41	120,75	514,10	42,51	47,00
1/16/13 13.00	438,07	517,09	516,49	120,71	514,15	42,53	47,00
1/16/13 14.00	436,56	516,71	516,26	120,99	514,48	42,47	47,00
1/16/13 15.00	436,56	517,00	516,46	120,92	514,46	42,24	47,00
1/16/13 16.00	437,68	516,68	516,23	121,01	514,07	42,43	47,00
1/16/13 17.00	437,05	517,17	516,73	120,95	514,26	42,59	47,00
1/16/13 18.00	438,48	517,08	516,64	120,94	514,16	42,44	47,00
1/16/13 19.00	437,00	516,73	516,77	121,01	513,65	42,30	47,00

SA 21 MP STEAM DISTRIBUTION SYSTEM					SA 21 MP STEAM DISTRI	
GROUP LAIN	PI1071.PV	FI1091B.PV	TI1560.PV	PCA1015.PV	PCA1015.OP	TCA1022.PV
	KG/CM2-G	T/H	DEGC	KG/CM2-G	%	DEGC
	IMPORT 65 KG/CM 26 STEAM	STEMIMPORT FROM WHB	IMPORT 65 KG/CM2 G STEAM	IMPORT 65KG/CM2 STEAM	IMPORT 65KG/CM2 STEAM	IMPORT STM TO MP HEAD
Timestamp	PI1071.PV - Sna	FI1091B.PV - Sna	TI1560.PV - Sna	PCA1015.PV - Sna	PCA1015.OP - Sna	TCA1022.PV - Sna
1/16/13 0.00	64,03	6,48	447,06	42,11	6,45	377,60
1/16/13 1.00	63,95	6,47	447,18	42,00	6,40	377,63
1/16/13 2.00	63,98	6,60	446,10	42,10	6,45	377,57
1/16/13 3.00	64,03	7,73	445,92	42,12	6,41	377,80
1/16/13 4.00	64,05	7,38	446,11	42,12	6,40	377,39
1/16/13 5.00	64,04	6,18	446,58	42,17	6,40	377,04
1/16/13 6.00	63,98	6,48	446,76	42,14	6,42	377,52
1/16/13 7.00	63,95	6,30	446,57	42,04	6,40	377,55
1/16/13 8.00	64,27	6,39	446,81	42,06	6,44	377,12
1/16/13 9.00	64,20	6,81	446,50	42,03	6,40	376,86
1/16/13 10.00	64,14	7,09	446,72	42,03	6,41	376,95
1/16/13 11.00	64,16	7,48	446,49	42,10	6,41	377,30
1/16/13 12.00	64,26	8,00	446,50	42,09	6,40	377,73
1/16/13 13.00	64,07	8,47	447,05	42,09	6,41	378,16
1/16/13 14.00	64,01	8,77	447,14	42,04	6,40	377,86
1/16/13 15.00	63,83	8,95	446,89	41,82	6,50	377,52
1/16/13 16.00	63,90	8,38	446,52	42,01	6,44	378,00
1/16/13 17.00	64,19	8,24	446,30	42,15	6,40	378,38
1/16/13 18.00	64,13	8,07	446,64	42,02	6,40	378,11
1/16/13 19.00	64,13	7,00	446,73	41,08	6,43	377,56

Lampiran 8 (Lanjutan)

SA 11 METHANATOR				SA 11 METHANATOR			
GROUP LAIN							
	LCA1039.OP	TI1363.PV	PCA1004.PV	PCA1004.OP	PC1006.PV	PC1006.OP	
	%	DEGC	KG/CM2-G	%	KG/CM2-G	%	
	115-C	115-C S.G OUTLET	104-F SYN GAS TO VENT	104-F SYN GAS TO VENT	104-F SYN.GAS	104-F SYN.GAS	
Timestamp	LCA1039.OP - Sn	TI1363.PV - Sn	PCA1004.PV - Sn	PCA1004.OP - Sn	PC1006.PV - Sn	PC1006.OP - Sn	
1/16/13 0.00	25,00	33,46	30,30	-2,00	30,06	84,21	
1/16/13 1.00	25,00	33,57	30,26	-2,00	30,02	84,69	
1/16/13 2.00	25,00	33,21	30,19	-2,00	29,95	84,88	
1/16/13 3.00	25,00	33,56	30,20	-2,00	29,95	84,58	
1/16/13 4.00	25,00	33,71	30,35	-2,00	30,11	85,80	
1/16/13 5.00	25,00	33,50	30,40	-2,00	30,15	84,22	
1/16/13 6.00	25,00	33,63	30,45	-2,00	30,21	86,00	
1/16/13 7.00	25,00	33,43	30,46	-2,00	30,22	86,00	
1/16/13 8.00	26,00	33,33	30,47	-2,00	30,23	86,00	
1/16/13 9.00	26,00	33,45	30,52	-2,00	30,28	86,00	
1/16/13 10.00	27,00	33,49	30,62	-1,36	30,38	86,00	
1/16/13 11.00	27,00	33,32	30,46	-2,00	30,22	86,00	

SA 12 SYNTHESIS GAS COMPRESSOR				SA 12 SYNTHESIS GAS COMPRESSOR			
GROUP LAIN							
	SI1003A.PV	PC1006.PV	FI1074.PV	TA1364.PV	FC1007.PV	LCA1011.OP	TA1792.PV
	KRPM	KG/CM2-G	TON/HR	DEGC	TON/HR	%	DEGC
	103-JT SPEED	104-F SYN.GAS	SYN GAS TO 103-J	103-J 1ST. STAG.DISCHAR G	103-J 1ST STG. KICK BACK	105-F PROCESS COND	103-J 2ND.STG.DISC HARGGE
Timestamp	SI1003A.PV - Sn	PC1006.PV - Sn	FI1074.PV - Sn	TA1364.PV - Sn	FC1007.PV - Sn	LCA1011.OP - Sn	TA1792.PV - Sn
1/16/13 0.00	10341,45	30,06	59,21	93,24	66,04	0,00	133,99
1/16/13 1.00	10399,99	30,02	58,88	93,61	65,85	0,00	134,18
1/16/13 2.00	10415,75	29,95	59,20	93,82	65,85	0,00	134,66
1/16/13 3.00	10300,92	29,95	59,04	93,81	65,96	0,00	134,42
1/16/13 4.00	10386,93	30,11	59,54	94,10	66,61	0,00	134,42
1/16/13 5.00	10346,40	30,15	58,87	93,36	65,92	0,00	133,78
1/16/13 6.00	10417,55	30,21	60,21	93,23	67,39	0,00	133,86
1/16/13 7.00	10416,65	30,22	60,49	93,33	66,93	0,00	133,97
1/16/13 8.00	10418,45	30,23	60,05	93,62	67,51	0,00	134,27
1/16/13 9.00	10409,00	30,28	59,98	93,89	66,90	0,00	134,53
1/16/13 10.00	10398,19	30,38	59,36	94,25	67,46	0,00	134,66
1/16/13 11.00	10416,65	30,22	61,21	94,64	67,12	0,00	135,06
1/16/13 12.00	10399,54	30,43	59,50	94,47	67,19	0,00	134,68
1/16/13 13.00	10412,15	30,31	58,57	94,40	66,62	0,00	135,07
1/16/13 14.00	10413,50	30,42	59,71	94,44	66,16	0,00	135,06
1/16/13 15.00	10411,25	30,02	58,59	94,87	65,17	0,00	135,36
1/16/13 16.00	10409,44	30,12	57,85	95,02	66,00	0,00	135,70
1/16/13 17.00	10391,43	30,02	58,83	94,97	65,80	0,00	135,74
1/16/13 18.00	10338,75	30,00	57,65	94,78	65,53	0,00	135,32
1/16/13 19.00	10395,49	30,02	59,05	94,79	65,79	0,00	135,41
1/16/13 20.00	10408,54	30,09	58,13	94,58	66,28	0,00	135,12
1/16/13 21.00	10381,98	30,30	60,15	94,35	66,68	0,00	135,01

Lampiran 8 (Lanjutan)

SA 12 SYNTHESIS GAS COMPRESSOR								
<div>GROUP LAIN</div>	FC1076.PV	TA1365.PV	FC1008.PV	PI1628.PV	PI1045.PV	TA1366.PV	TA1367.PV	FI1059.PV
	TON/HR	DEGC	TON/HR	KG/CM2-G	KG/CM2-G	DEGC	DEGC	TON/HR
	103-J 2ND STG.KICK BACK	129-C SG.OUTLET	103-J 3RD STG. KICK BACK	103-J SUCT 3RD STAGE	103-J 4TH STG.DISCHARGE	103-J LOOP RECYCLE	103-J 4TH.STG.DISC HARGE	103-J 4TH STG.DISCHARGE
Timestamp	FC1076.PV - Sn	TA1365.PV - Sn	FC1008.PV - Sn	PI1628.PV - Sn	PI1045.PV - Sn	TA1366.PV - Sn	TA1367.PV - Sn	FI1059.PV - Sn
1/16/13 0.00	58,63	7,50	61,07	98,34	180,36	32,83	51,05	231,26
1/16/13 1.00	58,93	7,86	61,15	98,40	180,67	32,92	51,22	232,71
1/16/13 2.00	58,64	7,43	60,71	98,58	181,07	32,93	51,18	232,40
1/16/13 3.00	58,60	7,60	60,79	98,63	181,01	33,02	51,27	231,79
1/16/13 4.00	59,48	7,93	61,48	99,46	182,63	33,03	51,57	234,44
1/16/13 5.00	58,86	8,01	61,04	98,84	181,07	32,73	50,99	231,07
1/16/13 6.00	60,53	7,83	61,03	98,20	180,68	32,74	51,23	233,89
1/16/13 7.00	60,37	7,56	61,13	98,20	180,59	32,79	51,28	231,39
1/16/13 8.00	60,51	7,47	61,31	98,25	180,72	32,98	51,47	233,11
1/16/13 9.00	60,59	7,33	61,18	98,64	181,37	33,12	51,57	233,01
1/16/13 10.00	60,70	7,61	61,14	98,88	181,55	33,36	51,66	231,56
1/16/13 11.00	60,43	7,57	61,20	98,79	181,54	33,13	51,57	232,73
1/16/13 12.00	60,29	7,59	61,06	99,13	181,93	33,28	51,62	231,20
1/16/13 13.00	60,18	7,53	60,96	98,80	181,55	33,23	51,58	232,72
1/16/13 14.00	59,71	7,24	60,74	99,09	181,82	33,51	51,85	234,03
1/16/13 15.00	58,67	7,26	60,52	98,85	181,51	33,19	51,48	231,76
1/16/13 16.00	59,19	7,44	61,31	99,35	182,66	33,32	51,67	234,04
1/16/13 17.00	58,73	7,39	61,21	99,34	182,80	33,36	51,66	233,92
1/16/13 18.00	58,57	7,49	60,96	98,98	181,63	33,19	51,48	231,96
1/16/13 19.00	58,84	7,50	60,98	99,02	181,96	33,32	51,66	232,99
1/16/13 20.00	59,17	7,58	61,21	99,23	182,36	33,17	51,59	235,23
1/16/13 21.00	59,95	7,77	61,71	99,28	182,60	33,07	51,75	235,72

Halaman ini sengaja dikosongkan

BIODATA PENULIS



Penulis merupakan anak keempat dari pasangan Bapak Hari Widiyanto dan Ibu Alfiana Nirmala yang memiliki tiga kakak kandung dan satu adik. Penulis lahir di kota Madiun pada tanggal 20 Oktober 1996. Jenjang pendidikan formal yang telah ditempuh berada di TK Al Islam Madiun, MI Islamiyah 3 Madiun, SMP Negeri 1 Madiun dan SMA Negeri 2 Madiun. Pada tahun 2014 setelah lulus SMA penulis diterima di Program D3 Reguler ITS jurusan Teknik Mesin dan mengambil bidang Konversi Energi sebagai bidang keahlian.

Di jurusan, penulis cukup aktif di bidang organisasi. Organisasi yang pernah diikuti penulis yaitu Himpunan Mahasiswa D3 Teknik Mesin (HMDM).

Penulis dapat dihubungi melalui nomor telepon 08563320796 atau email : fahri.adib96@gmail.com